UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
BARCELONATECH
Escola d'Enginyeria de Barcelona Est

TREBALL FI DE GRAU

Grau en Enginyeria Química

INSTAL·LACIÓ OSMOSI INVERSA PER DISMINUIR EL CONSUM D'AIGUA EN UN PROCÉS INDUSTRIAL

Memòria i Annexos

Autor: Ferran Valls Chacón
Director: Moisès Graells Sobré

Convocatòria: Juny 2018

Resum

El canvi de disseny del cicle de l'aigua d'una indústria ha fet augmentar la conductivitat global del sistema i ha posat en perill el futur funcionament d'un equip d'osmosi inversa que s'està instal·lant, després de la depuradora, per aprofitar aigua per les torres de refrigeració.

Es descobrirà que el rebuig dels tractaments d'aigua amb columnes d'intercanvi iònic són els principals causants d'aquest augment de conductivitat, tot i que operen de forma correcta. Anteriorment, el rebuig d'aquestes columnes, es portava al riu, però la llei actual no ho permet i s'han redirigit dintre del cicle de l'aigua de la fàbrica.

En aquest treball es crearan escenaris per donar solució al problema a curt i llarg termini, disminuir aquesta conductivitat global i permetre el funcionament de l'osmosi inversa que s'ha de posar en marxa. Les solucions tenen de base els equips d'osmosi inversa.

Una de les condicions, i alhora complicació, ha estat no excedir el consum d'aigua global de la fàbrica. Per tant, l'estudi realitzat també consta d'una part de millora dels actuals equips de la indústria on s'ha treballat per saber si és necessari i rendible la substitució dels tractaments d'aigua per un sistema d'osmosi inversa. Veurem que la substitució no pot ser total i s'haurà de conservar els antics equips de descalcificació i descarbonatació.

Resumen

El cambio de diseño del ciclo del agua de una industria ha hecho aumentar la conductividad global del sistema y ha puesto en peligro el futuro funcionamiento de un equipo de ósmosis inversa que se está instalando, después de la depuradora, para aprovechar agua para las torres de refrigeración.

Se descubrirá que el rechazo de los tratamientos de agua con columnas de intercambio iónico son los principales causantes de este aumento de la conductividad, aunque operan de forma correcta. Anteriormente, el rechazo de estas columnas, se llevaban al río, pero la ley actual no lo permite y se han redirigido dentro del ciclo del agua.

En este trabajo se crearán escenarios para dar solución al problema a corto y largo plazo, disminuir esta conductividad global y permitir el funcionamiento del ósmosis inversa que debe poner en marcha. Las soluciones tienen de base los equipos de ósmosis inversa.

Una de las condiciones, y al mismo tiempo una complicación, ha sido no exceder el consumo de agua global de la fábrica. Por lo tanto, el estudio realizado también consta de una parte de mejora de los actuales equipos de la industria donde se ha trabajado para saber si es necesario y rentable la sustitución de los tratamientos de agua por un sistema de ósmosis inversa. Veremos que la sustitución no puede ser total y deberá conservar los antiguos equipos de descalcificación y descarbonatación.

Abstract

The conductivity of the global system of an industry has increased because the design of the water cycle has changed. This change is dangerous for the future operation of reverse osmosis equipment that is being installed, after the effluent treatment plant, to reuse water for cooling towers.

The rejection of ion exchange columns for water treatment is the main cause of this increase in conductivity, although these columns work correctly. Previously, the rejection was turned aside to the river but current law forbid it. Now it has been redirected to the water cycle of the factory.

In this study, different sequences will be created to solve the problem, reduce this overall conductivity and allow the operation of the reverse osmosis that is being installed. The solutions are based on reverse osmosis equipment.

One of the conditions, and at the same time a complication, has been to not exceed the global water consumption of the factory. Therefore, the study also contains a part of improving the current equipment to find out if it is necessary and profitable to replace water treatments for a reverse osmosis system. We will see that the replacement is impossible and the old decalcification and decarbonation equipment must be preserved.

Agraïments

Agraeixo a tots els companys i l'empresa on s'ha realitzat l'estudi la complicitat i confiança abocada a la meva persona. L'ajut prestat, la comoditat laboral i les sessions de formació han estat les principals causes del bon desenvolupament d'aquest treball.

També agraeixo al meu tutor Moisès Graells Sobré el seguiment d'aquest treball i el full de ruta a seguir per portar-lo a terme de forma acadèmica.

Agraeixo les empreses proveïdores amb les quals s'ha treballat conjuntament pel disseny i funcionament dels equips utilitzats.

Glossari

Tant en el redactat de la memòria com en les figures es poden trobar les sigles següents:

ETP – "Effluent Treatment Plant" (sistema de depuració de la fàbrica).

RO – "Reverse osmosis" (osmosi inversa).

A2 T – Lloc de procés de fabricació del producte A2.

Water map – Mapa del cicle d'aigua de la fàbrica.

Línies 1, 2 i 3 – Línies de producció del producte genèric i A2.

A1 T – Planta de tractament del producte A1.

CIP – Sistemes de neteja d'equips industrials.

WWTP – "Waste Water Tracted" (aigua que surt de l'ETP i va al col·lector municipal).

ATCF (o ATC) – Aigua tractada calenta de fabricació.

ATFF (o ATF) – Aigua tractada freda de fabricació.

AC – Aigua de calderes.

ATFF A2 T – Aigua tractada fabricació freda del producte A2.

FHD – Columna d'intercanvi iònic dèbil d'àcid clorhídric (HCl).

FHF - Columna d'intercanvi iònic fort d'àcid clorhídric (HCl).

FOH - Columna d'intercanvi iònic d'hidròxid de sodi (NaOH).

MBR – "Membrane Bioreactor" (sistema d'ultrafiltració).

PLC – "Programmable Logic Controller" (Controlador lògic programable).

Índex

1. Prefaci

1.1. Origen del treball

La cerca d'un tema per realitzar el treball final de grau no és una labor senzilla. Tampoc resulta fàcil trobar una empresa on realitzar l'estudi. L'origen d'aquest treball va ser la combinació d'aquestes dues tasques i l'interès pel malbaratament de l'aigua em va portar fins als equips d'osmosi inversa.

Tota indústria està determinada per un seguit de balanços que podríem simplificar en dues parts; la part aprofitable i la part de rebuig. Mantenir un equilibri entre elles és tot un repte i en moltes ocasions la balança trontolla. Intentar tenir el màxim de part aprofitable no només és beneficiós a escala econòmica, sinó també en l'àmbit de no excedir els recursos naturals dels quals disposem. Poder estudiar instal·lacions com l'osmosi inversa és un bon punt de partida.

1.2. Motivació

Són moltes les classes a la universitat que fan referencia a la gestió de recursos. Si comparem el funcionament de les primeres indústries amb els actuals valors que una empresa inculca es pot veure que les coses han canviat, però també veiem que només som a mig camí d'una gran cursa on a la meta ens espera una auto eficiència absoluta amb el 100% de respecte al medi ambient.

Trobar-nos en aquest moment de la història em motiva per poder arribar a la meta que s'ha definit. Poder realitzar aquest esforç en una empresa, que persegueix els mateixos objectius que jo i ha facilitat l'escenari d'aquest estudi, és tota una sort.

1.3. Requeriments previs

Aquest treball referencia en tot moment, el consum d'aigua d'una fàbrica. Per tant, abans de determinar o decidir quin és el primer pas per millorar aquest consum, s'ha hagut de renovar el que a l'empresa es coneix com el *water map*. Aquest document és el balanç global de l'aigua dintre de la fàbrica.

L'última actualització del document va ser l'any 2016, des de llavors hi ha hagut canvis importants en la planta. Els més significatius han estat la implementació d'una nova línia de producció (L3) i el nou equip d'osmosi inversa instal·lat després de la depuradora.

Aquestes actualitzacions han fet necessari crear un arxiu de previsió de consum per l'any 2018. Aquesta previsió és aproximada i s'ha realitzat mitjançant els tres mesos de consums de la nova línia de producció de l'any 2017 i els primers mesos de 2018.

Els consums del *water map* i la previsió de consums del 2018 han estat realitzats, però no estan inclosos a l'annex per temes de confidencialitat.

2. Introducció

2.1. Objectius del treball

Els objectius d'aquest estudi són:

- Disminuir la conductivitat del cicle de l'aigua de la fàbrica sense excedir el consum d'aigua.
- Posar en marxa l'equip d'osmosi inversa instal·lat després de la depuradora.
- Actualitzar el *water map* de la fàbrica per disminuir consums innecessaris.
- Estudiar la necessitat d'una anàlisi sistemàtica del cicle de l'aigua de fàbrica.
- Aprendre el funcionament d'equips d'intercanvi iònic de descarbonatació, descalcificació i desmineralització.
- Buscar una solució provisional mentre s'estudia una solució permanent del problema.
- Aprendre la instal·lació i funcionament d'un equip d'osmosi inversa.
- Substituir els tractaments químics de l'aigua per la fabricació del producte i la generació de vapor amb calderes per equips d'osmosi inversa.
- Optimitzar tots els recursos d'aigua possibles existents.

2.2. Abast del treball

L'abast d'aquest treball té dos fronts. Poder posar en marxa un equip d'osmosi inversa ens permet estalviar grans quantitats d'aigua, que comporta disminuir el cost i l'impacte d'aquest recurs natural. El segon front és en l'àmbit d'empresa, la qual està estudiant la possibilitat d'aplicar aquests sistemes a moltes altres fàbriques.

Per tant, és important realitzar aquest estudi per disminuir el consum d'aigua, no només de la fàbrica on s'ha instal·lat l'equip d'osmosi inversa després de la depuradora, sinó per la possibilitat d'estalviar aigua a moltes altres fàbriques i no abusar d'un recurs natural tan important en aquest planeta com l'aigua.

2.3. Motivació de la companyia

La companyia considera l'aigua un recurs natural limitat i actualment està sotmesa a un estrès hídric important a escala mundial. Per aquest motiu, l'empresa té un compromís amb la sostenibilitat i l'equilibri hídric, ja que la zona on està ubicada l'empresa té un estrès hídric important.

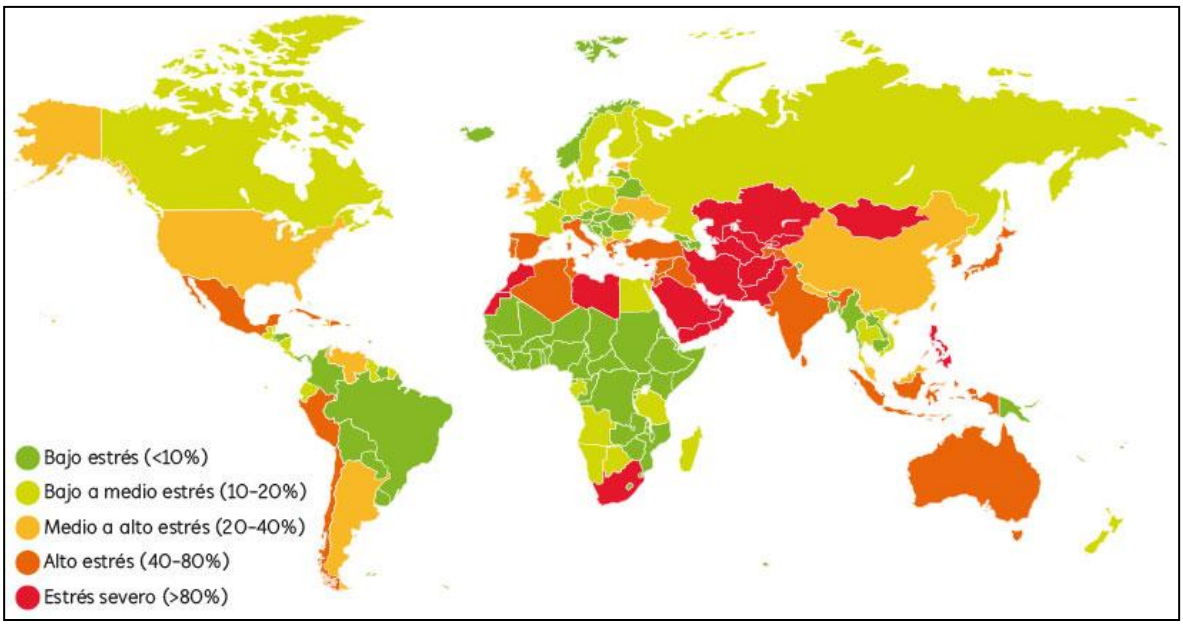


Figura 2.1. Mapa de l'estrès hídric any 2015 (Font: http://informe2015.gruponutresa.com/)

La companyia és pionera amb la recuperació i reciclatge d'aigües residuals, ja que es consideren com un efluent i, com a tal, un vector del procés i no un residu.

Aquest és el motiu pel qual la companyia ha apostat per un projecte d'aquestes característiques. El projecte d'aquest equip d'osmosi inversa consta de dues parts:

- Instal·lació d'un equip d'ultrafiltració (MBR): Anteriorment, l'ETP utilitzava sistemes de decantació per tal de separar el rebuig sòlid que no s'eliminava en el procés biològic de depuració. Un dels requisits per instal·lar una osmosi inversa és disposar d'un equip d'ultrafiltració previ, per aquesta raó, es van substituir els decantadors per un equip MBR. Aquesta tecnologia permet separar partícules de 0,001 - 0,1 µm (mida mitjana dels virus). Una aspiració d'aire força al fluid a travessar la membrana retenint els sòlids.

- Instal·lació d'un equip d'osmosi inversa (RO): Un cop el fluid ha estat ultra filtrat, té les característiques de sòlids en suspensió adients per tal de passar per un equip d'osmosi inversa sense fer malbé les membranes. Aquest equip s'encarregarà de separar les molècules d'aigua de les altres partícules. El producte serà aigua pura i un rebuig de sals dissoltes concentrat.

Per tant, desenvolupar un estudi d'aquestes magnituds per l'aprofitament d'aigües residuals ha estat tot un repte. Aquest repte s'ha vist marcat per dos punts importants:

- Ser un procés pioner: No hi ha cap empresa, del mateix sector que la companyia en qüestió, que hagi desenvolupat un projecte com aquest. Això ha comportat a solucionar tots els problemes que han anat sorgint al llarg del projecte com a problemes totalment nous i sense un registre de possibles solucions. Aquesta és la part, que al mateix temps, ha embellit el projecte i l'ha fet únic.
- Negociar amb l'administració: Com s'ha dit, cap empresa del mateix sector que el de la companyia ha desenvolupat equips d'osmosi inversa per l'aprofitament d'aigües residuals. Això ha comportat anys de negociacions amb l'administració pública per arribar a un acord legal que permeti la reutilització d'aquestes aigües.

2.4. Diagrama de blocs d'accions de l'estudi

Aquest diagrama representa les accions realitzades al llarg de tot el treball. La seva funció és crear una idea visual i ordenada de l'històric del projecte. Permetrà seguir la memòria de forma més clara. Al annex s'inclou un diagrama més complet.

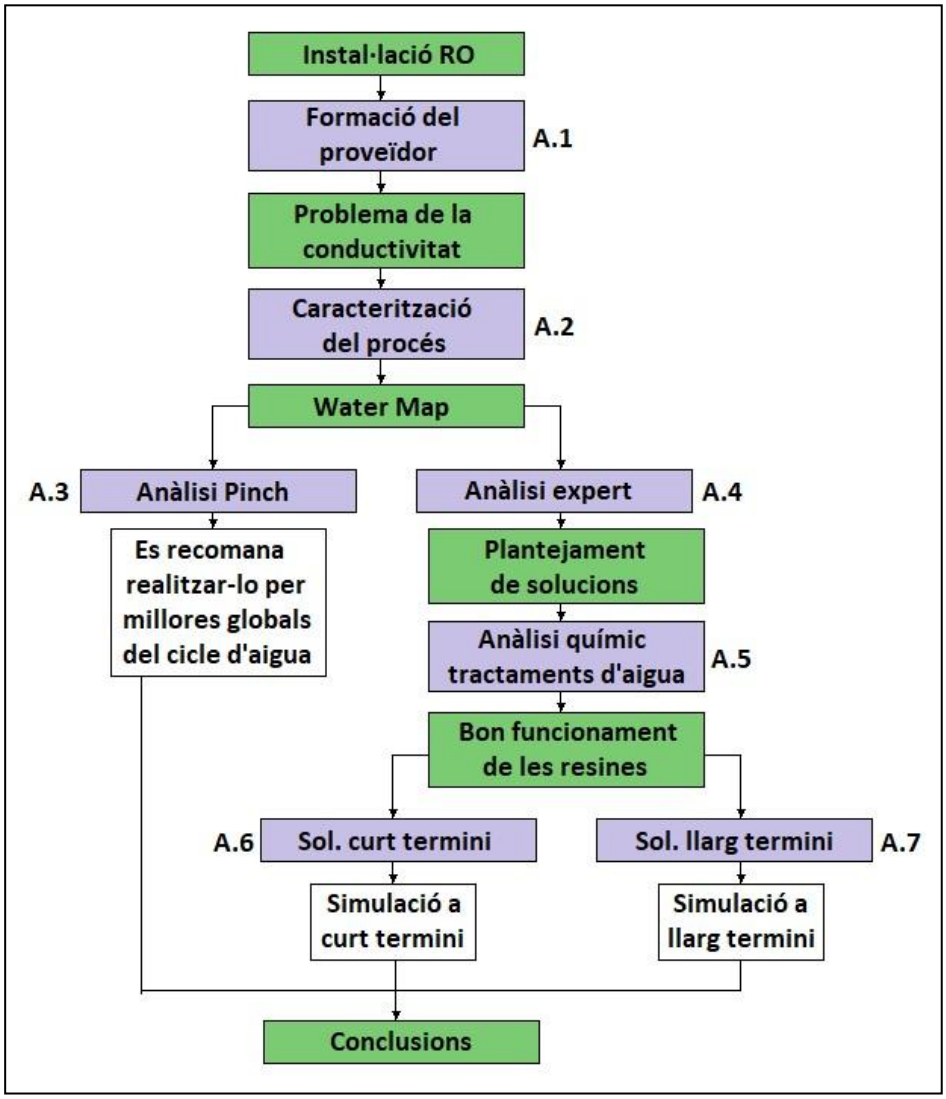


Figura 2.2. Diagrama de blocs d'accions de l'estudi (Font: pròpia)

3. Caracterització del procés

3.1. Visió genèrica

La fàbrica genera un producte alimentari a partir d'una matèria prima vegetal, aigua i calor. El consum d'aigua és molt elevat i varia en funció de la producció i el número de línies de fabricació disponibles. Els diferents productes els classificarem en:

- Producte genèric, produït per les línies de producció 1, 2 i 3
- Producte A1, produït a la planta A1 T
- Producte A2, tractat prèviament a la planta A2 T i produït a les línies 1, 2 i 3

L'aigua necessària per fer el producte genèric s'anomena aigua de fabricació, l'aigua necessària per fer el producte A2 s'anomena aigua del A2 T i l'aigua necessària per crear vapor per les calderes s'anomena aigua de calderes. Aquestes aigües són tractades en uns filtres de resines dels quals parlarem més endavant (a la pàgina núm 17).

L'aigua, a alta temperatura, es barreja amb la matèria primera vegetal i forma un producte. Aquest producte humit es tracta en diversos processos. L'últim pas abans d'envasar el producte és assecar-lo.

El balanç hídric genèric del procés és:

$$\boldsymbol{Q_{aigua\ pous} + Q_{matèria\ prima} = Q_{producte} + Q_{sòlids} + Q_{col\cdot lector} + Q_{riu} + Q_{evaporada}} \qquad \textbf{(Eq. 3.1)}$$

És important remarcar que el producte final no pot contenir humitats superiors al 3%, ja que podria implicar una possible formació d'un medi microbià i posaria en perill els consumidors.

Per aquest treball, les parts importants del procés de producció són; en quines condicions arriba l'aigua a les línies de producció i com és el rebuig humit que surt del procés de fabricació. El propi procés no és d'interès per aquest estudi.

3.2. Cicle de l'aigua

El primer pas a realitzar per complir els objectius d'aquest treball és realitzar una anàlisi global del cicle de l'aigua de la fàbrica. Quan referenciem aquest cicle parlem del *water map*. Aquest mapa

d'aigües és un balanç global màssic dels consums d'aigua de tota la fàbrica i ensenya el desenvolupament dintre de la fàbrica.

Per qüestions de confidencialitat s'ha simplificat el *water map* en el següent diagrama de blocs (contingut a l'annex a la pàgina núm 135).

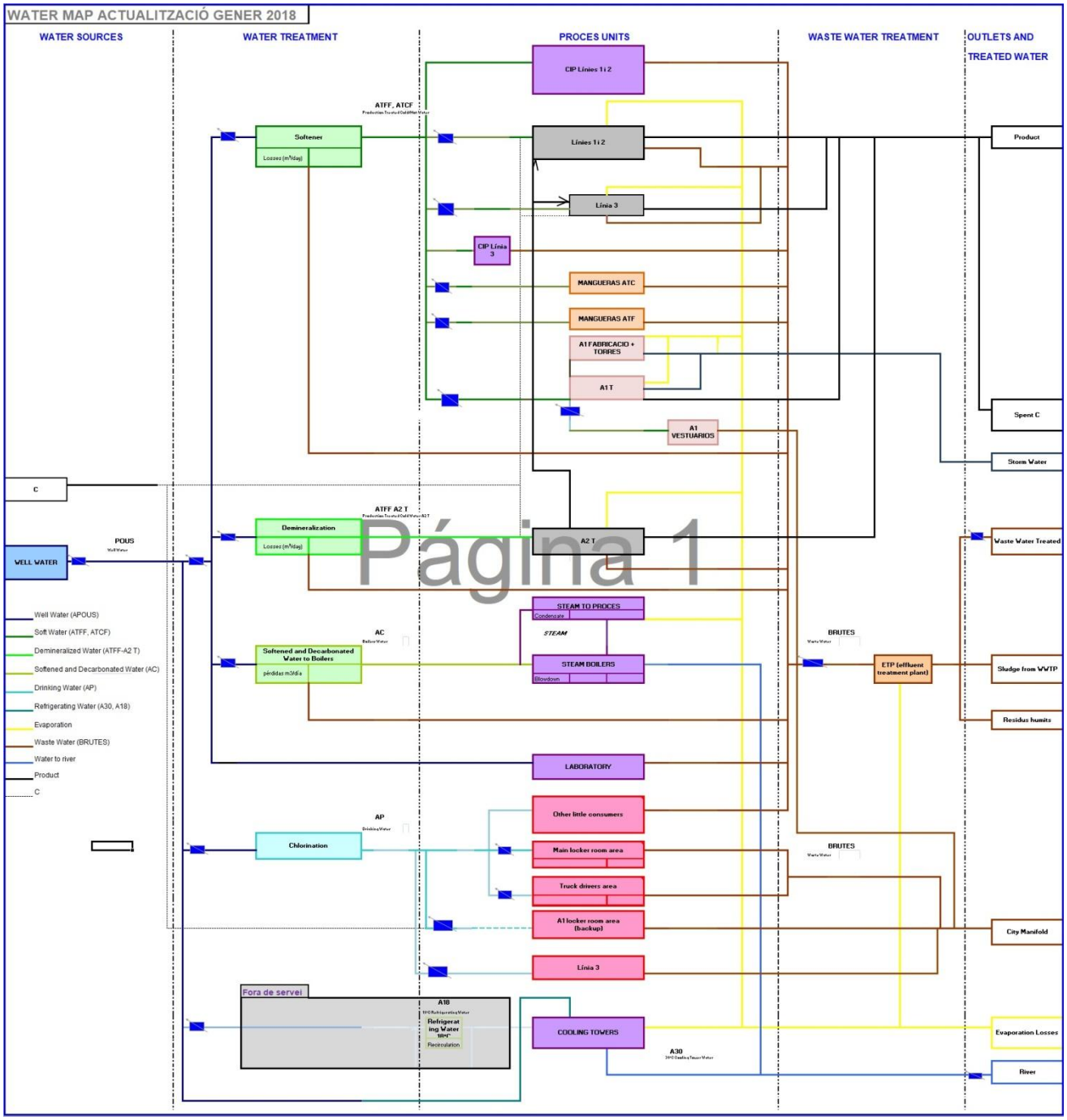


Figura 3.1. Diagrama de blocs del *water map* (Font: pròpia)

3.2.1. Captació de l'aigua

El consum d'aigua de la fàbrica té origen en uns pous subterranis. D'aquests pous es treu la totalitat de l'aigua necessària per produir el producte i per fer funcionar la fàbrica. Aquesta aigua es diposita en un tanc de 100 m3 i, des d'aquest tanc, s'emmagatzema a un tanc de 300 m3 passant, prèviament, per un filtre de sorra. Aquest filtre de sorra elimina els sòlids residuals que es troben als pous i l'anomenem filtre ronyó.

En la matèria primera per produir el producte també hi ha inclosa una petita part d'aigua.

El primer requisit és realitzar un estudi complet de l'aigua que s'obté dels pous.

Cations			
Aluminum	(Al)	<0.05	mg/L
Antimony	(Sb)	<0.05	mg/L
Barium	(Ba)	0.06	mg/L
Boron	(B)	<0.5	mg/L
Cadmium	(Cd)	<0.01	mg/L
Calcium	(Ca)	86	mg/L
Calcium	(CaCO3)	210	mg/L
Chromium	(Cr)	<0.01	mg/L
Copper	(Cu)	<0.01	mg/L
Iron	(Fe)	<0.02	mg/L
Lead	(Pb)	<0.01	mg/L
Lithium	(Li)	<0.1	mg/L
Magnesium	(Mg)	22	mg/L
Magnesium	(CaCO3)	89	mg/L
Manganese	(Mn)	0.06	mg/L
Molybdenum	(Mo)	<0.05	mg/L
Nickel	(Ni)	<0.01	mg/L
Potassium	(K)	2.1	mg/L
Silicon	(Si)	11	mg/L
Silica	(SiO2)	24	mg/L
Sodium	(Na)	36	mg/L
Sodium	(CaCO3)	79	mg/L
Strontium	(Sr)	1.2	mg/L
Vanadium	(V)	<0.05	mg/L
Zinc	(Zn)	<0.02	mg/L
Total Hardness	(CaCO3)	300	mg/L

Anions			
Chloride	(Cl)	33	mg/L
Nitrite	(NO2)	<1	mg/L
Bromide	(Br)	<1	mg/L
Nitrate	(NO3)	21	mg/L
Sulfate	(SO4)	29	mg/L

Alkalinity			
Total Alkalinity	(CaCO3)	280	mg/L
Phenolphthalein Alkalinity	(CaCO3)	<10	mg/L
Bicarbonate	(CaCO3)	280	mg/L

Phosphate			
Ortho Phosphate	(PO4)	<0.1	mg/L

Other Analytes
Conductivity at 25°C = 730 µS/cm
Ammonia (NH3-N) <0.1 mg/L
pH a 25°C = 7.7 pH Units
Turbidity = 0.75 NTU

Figura 3.2. Anàlisi d'aigua de pous (Font: pròpia)

La duresa d'aquesta aigua té un avantatge i un inconvenient. És una aigua que té valors de duresa molt estables, ja que està emmagatzemada en un pou subterrani de grans dimensions, però té una

duresa total de 300 mg/L de sals, dels quals 210 mg/L són de carbonat de calci ($CaCO_3$). La seva conductivitat és de 730 µS/cm tot i que sempre s'agafa com a valor mitjà els 700 µS/cm de conductivitat.

3.2.2. Tractaments d'aigua

Si s'utilitzés l'aigua dels pous per fabricar el producte o per generar vapor per la planta, aquesta duresa s'aniria acumulant en canonades, calderes i equips de fabricació provocant obstruccions, avaries i parades de producció així com grans inversions econòmiques i costs de manteniment.

És clar, doncs, que existeix una necessitat en eliminar aquesta duresa de l'aigua. Els diferents processos de fàbrica utilitzen aigua amb característiques químiques diferents. Cada tipus d'aigua desenvolupa les seves funcions i els tractaments actuals d'aquestes aigües són diferents.

Les aigües per la fabricació del producte varien depenent d'aquests. L'aigua de fabricació del producte genèric (Línies 1, 2 i 3) i el producte A1 és una aigua sense calci ni magnesi, per tant es realitza una descalcificació a partir de sal (NaCl) per intercanvi iònic. Aquesta aigua també es diposita en un tanc per aigua freda i s'escalfa i es col·loca en un tanc d'aigua calenta per netejar els equips de fabricació a partir d'unes mànegues especials i sistemes CIP.

L'aigua necessària pel producte A2 és totalment desmineralitzada i està sotmesa a un tractament de desmineralització a base d'àcid clorhídric (HCl) i hidròxid de sodi (NaOH).

L'aigua per les calderes no pot contenir ni calci ni magnesi, com en el cas de fabricació, i a més, ha de ser sense alcalinitat (carbonats, bicarbonats, etc.), per tant, està sotmesa a una descalcificació i una descarbonatació. D'aquesta forma s'eviten incrustacions de calç en els equips de fabricació i calderes.

Aquests tractaments d'aigua consten de columnes de resines d'intercanvi iònic. El seu balanç hídric és:

$$\boldsymbol{Q_{aigua\ pous} = Q_{aigua\ tractada} + Q_{rebuig\ de\ regeneració}} \qquad \textbf{(Eq. 3.2)}$$

Una part de l'aigua captada s'utilitza pel personal, per tant està sotmesa a un procés de cloració. Aquesta aigua és la que s'utilitza al vestidors, lavabos, etc.

I per últim, s'utilitza aigua sense tractar per les torres de refrigeració i els equips antiincendi.

3.2.3. Procés

El consum d'aigua per a la generació del producte és a una temperatura molt elevada i comporta evaporacions, per tant, es pot resumir el balanç hídric de producció en aquesta equació:

$$Q_{tractada\ fabricació} = Q_{producte} + Q_{fang} + Q_{evaporada} \quad \textbf{(Eq. 3.3)}$$

El sistema de calderes aprofita una part dels condensats que es formen i el seu balanç hídric és:

$$Q_{tractada\ calderes} = Q_{purgues} + Q_{evaporada} \quad \textbf{(Eq. 3.4)}$$

3.2.4. Rebuig del procés

El procés de fabricació consta d'aigua, matèria primera vegetal i calor, però el final d'aquest mateix procés consisteix a extreure aquesta aigua per envasar el producte sense humitat i, per tant, sense perill microbià.

Aquesta acció comporta la creació d'un rebuig molt humit que s'anomena fang o marro. De totes les línies de producció dels diferents productes, cada rebuig és enviat a la planta de tractament d'efluents ETP. Aquesta planta és una depuradora que elimina tots els residus sòlids i orgànics que es formen en el procés:

$$Q_{marro} = Q_{sòlids} + Q_{aigua\ bruta} + Q_{evaporada} \quad \textbf{(Eq. 3.5)}$$

Pels processos que no són de fabricació també s'obté un rebuig que s'envia a:

- ETP: Les neteges de les línies de producció, les regeneracions de les resines dels tractaments d'aigua de fabricació, els residus dels laboratoris i petits consumidors com manegues, reg, empreses externes, etc.
- Riu: Les purgues de calderes, les purgues de les torres de refrigeració i les regeneracions dels filtres de sorra (filtres ronyó) instal·lats per l'aigua dels pous i l'aigua de les torres de refrigeració.

Per últim, els rebuigs d'evaporació. El procés treballa amb aigua a una temperatura elevada i, per tant, es genera molt vapor. Molt d'aquest vapor s'utilitza per sistemes d'intercanvi de calor, però una gran part es perd a l'atmosfera. Aquest que es perd és de:

- Les torres de refrigeració
- Neteges d'alguns instruments de fabricació
- A l'ETP
- Purgues de calderes per evitar incrustacions de sílice

4. Anàlisi sistemàtica

El primer pas a realitzar és comprovar que tot el procés sistemàtic funciona correctament i confirmar que no hi ha pèrdues energètiques. Per realitzar aquest punt es pot utilitzar una metodologia com la de l'*Anàlisi Pinch*. Hi ha altres metodologies per estudiar aquest concepte però aquesta té unes bases més avantatjoses pe l'anàlisi d'aigua.

4.1. Importància de l'*Anàlisi Pinch*

Un cop vist tot el cicle de l'aigua, el primer pas a fer és una *Anàlisi Pinch*. Aquest procediment utilitza un mètode per optimitzar la recuperació energètica d'un procés químic industrial amb l'objectiu de minimitzar la inversió econòmica del procés de fabricació global.

Aquesta anàlisi quantifica els serveis existents en una indústria (vapor, aigua, energia, etc.) i els analitza segons les necessitats d'intercanvi de calor de la planta. D'aquesta forma indica quins corrents freds i calents són aprofitables per minimitzar el consum energètic.

Primer es determina la temperatura *Pinch* i establint les corbes dels corrents fredes enfront de les corbes dels corrents calentes s'analitza on es poden situar intercanviadors de calor en tot el procés.

Aquests estudis sistemàtic té diversos avantatges:

- Es determina el consum d'energia mínim necessari
- És versàtil a l'hora de considerar diferents opcions de disseny del procés
- Relaciona directament i al mateix temps el cost energètic i la inversió econòmica
- És aplicable tant a plantes noves com a plantes que ja estan en funcionament

Aquest mètode permet quantificar el límit energètic que una planta pot adquirir. És important saber aquest límit termodinàmic perquè més enllà d'aquest límit no és possible treballar, ja que no es complirien les lleis fonamentals de la termodinàmica. Per tant, si es vol millorar el consum d'aigua de la fàbrica en qüestió, s'ha de determinar quin és el límit real al qual es pot treballar i en quin punt actual es troba la planta. A partir d'aquí és quan es consideraran quines millores són les més optimes per optimitzar millor el procés o, cosa que és el mateix, quines són les millores que s'aproximen més al límit teòric que s'ha determinat amb l'*Anàlisi Pinch*.

Hi ha estudis i publicacions recents que correlacionen el balanç energètic i màssic de l'aigua en indústries utilitzant aquest tipus d'anàlisi sistemàtica (*Bibliografia* a la pàgina núm 133).

4.2. Impediments per l'aplicació de l'*Anàlisi Pinch*

Una anàlisi d'aquestes característiques no és trivial. El cas particular d'aquest treball, explicat en el resum i el següent punt, no ha permès realitzar una anàlisi sistemàtica de cap tipus, ja que la font del problema a solucionar ja estava determinada.

Com s'ha mencionat en el resum d'aquest treball, el problema recau en les altes conductivitats en sals del rebuig que s'envia al col·lector municipal. I, per tant, l'estudi s'ha centrat a solucionar aquest punt aïllant tots els altres consums de fàbrica.

Realitzar una anàlisi sistemàtica com aquesta en un sol quadrimestre ja hauria sigut un treball final de grau, però no és el treball que s'ha plantejat.

Altres factors externs a la voluntat de l'estudiant que no han fet possible aquest estudi són:

- Les grans dimensions de la fàbrica
- La marxa constant de la fàbrica
- El temps dedicat a l'anàlisi no hauria permès aprofundir en el treball actual
- L'equip d'osmosi inversa ja s'estava instal·lant al principi del projecte
- No es considera aquest treball un problema de disseny

De totes maneres, queda pendent una anàlisi sistemàtica com aquesta com a futur projecte de la fàbrica, per tant, la primera conclusió que es treu d'aquest treball és la necessitat d'una *Anàlisi Pinch*.

5. Presentació del problema a resoldre

5.1. Plantejament inicial del projecte

L'acord, en un primer moment, amb l'empresa on s'ha realitzat aquest estudi era fer el seguiment de la instal·lació d'un equip d'osmosi inversa al final del cicle de l'aigua, just despès de l'ETP (depuradora).

Tal com està explicat al cicle de l'aigua (a la pàgina núm 7), els diversos rebuigs humits del procés de fabricació es tracten en una planta depuradora. Al final d'aquest cicle de depuració hi ha instal·lat un equip d'ultrafiltració. El producte d'aquest equip és aigua residual sense sòlids en suspensió orgànics. Aquesta aigua residual, que té conductivitats al voltant de 3500 µS/cm, es vol fer passar per un equip d'osmosi inversa i obtenir un permeat, que és aigua pura, i un rebuig concentrat, que es torna a incorporar al corrent del col·lector municipal. El que es vol aconseguir amb aquest equip d'osmosi inversa és utilitzar l'aigua pura per les torres de refrigeració.

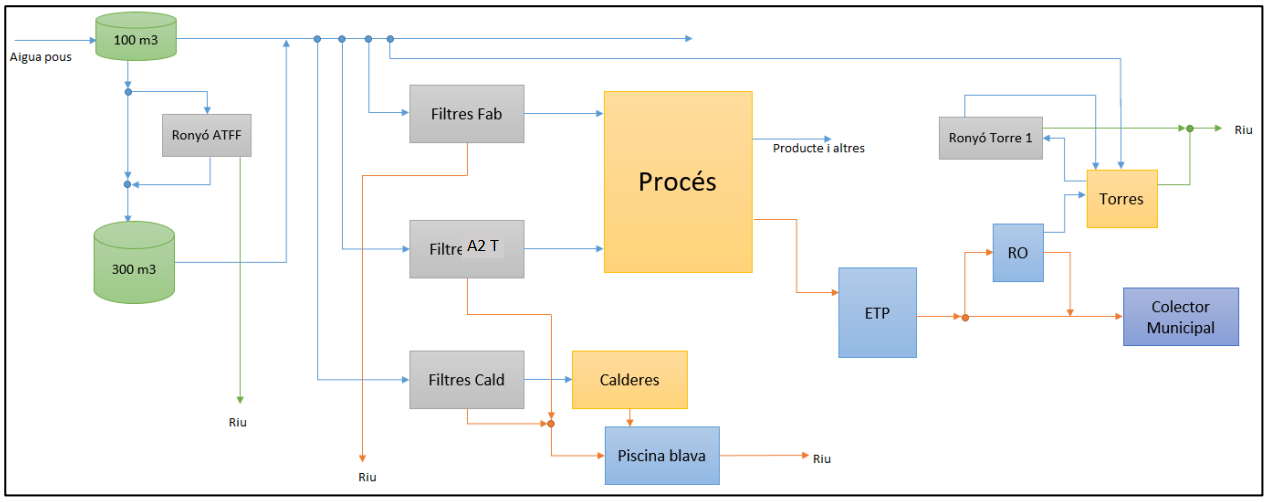


Figura 5.1. Diagrama de blocs anterior (Font: pròpia)

Si el sistema de la figura 5.1 no hagués canviat, aquest treball seria molt diferent. Però un agent extern va canviar el disseny d'aquesta osmosi inversa que ja estava comprada i en procés d'instil·lació. Aquest agent extern és l'increment en les conductivitats en el sistema de depuració (ETP) i ha ficat en perill el funcionament i la posada en marxa d'aquest equip d'osmosi inversa.

5.2. Nou plantejament del projecte

Actualment el diagrama de blocs anterior (figura 5.1) s'ha hagut d'actualitzar.

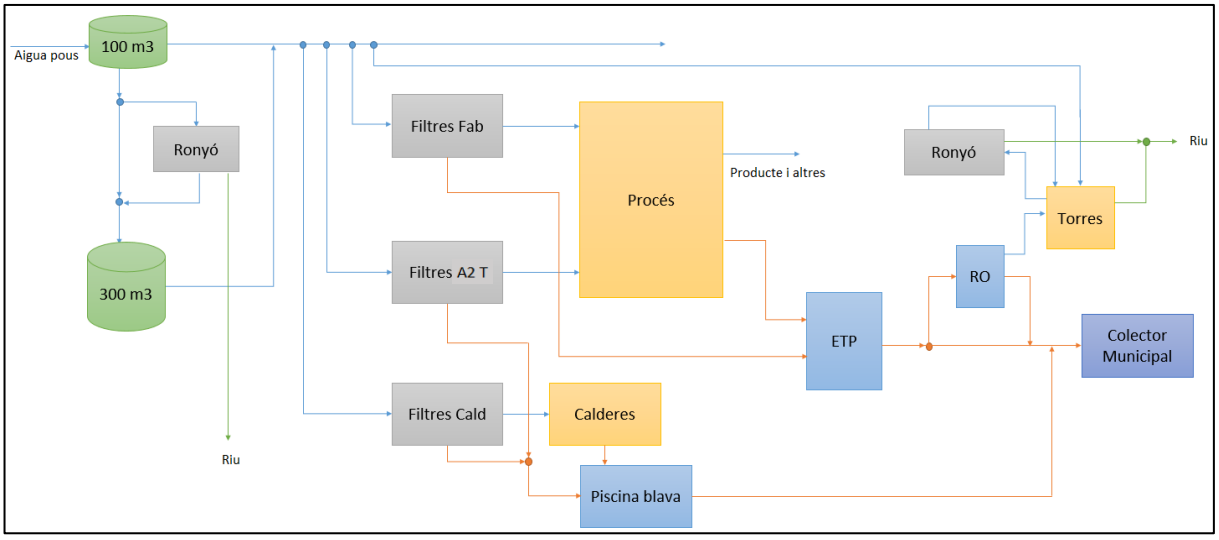


Figura 5.2. Diagrama de blocs actual (Font: pròpia)

Com es pot comprovar, aparentment, no sembla que hi hagi un gran canvi. Però en els filtres de fabricació, A2 T i calderes s'ha modificat el disseny. Aquests filtres de resines transformen l'aigua dels pous en aigua amb les característiques adequades per a cada procés. Aquests filtres funcionen a partir del concepte químic d'intercanvi iònic. Les resines es carreguen de químics per canviar ions perillosos per als equips de producció, com el calci i el magnesi, per ions sense cap perill com el sodi. Quan la resina s'esgota perquè ja ha realitzat tots els canvis possibles, s'ha de regenerar. La regeneració consisteix a rentar i tornar a saturar aquestes resines, i el rebuig que crea és d'altíssimes conductivitats.

Aquest rebuig es tirava directament al riu, però actualment la legislació (Resum de normatives a la pàgina núm 127) no permet abocar res al riu superior a 6000 µS/cm de conductivitat. Per tant, ara per ara, els rebuigs dels filtres de fabricació s'envien a la depuradora i el contingut de la piscina blava es dosifica de forma laminar a la sortida cap al col·lector.

Aquest nou disseny ha fet augmentar la conductivitat del circuit de tota la depuradora. Això afecta directament a l'equip d'osmosi inversa que s'està instal·lant tot seguit. Aquest equip ha estat dissenyat per conductivitats de 3500 µS/cm i ara es veu afectada, ja que a l'incloure les regeneracions a la depuradora i les laminacions abans del col·lector tenim valors de 5200 µS/cm. El límit legal són 6000 µS/cm i l'osmosi inversa no té molt marge per concentrar el rebuig i no superar el límit legal.

L'objectiu d'aquest treball és disminuir la conductivitat d'aquest sistema abans de posar en marxa l'osmosi inversa que s'està instal·lant. Per realitzar aquest objectiu s'haurà de conèixer com treballen els equips d'osmosi inversa, el procés de l'ETP, els tractaments d'aigua i el funcionament global de tots ells en conjunt.

El primer que es comprova és el funcionament dels tractaments d'aigua que generen un rebuig amb conductivitats tan elevades. D'aquesta forma, si no funcionen bé i els corregim, podrem disminuir la conductivitat suficientment com per posar en marxa l'osmosi inversa.

En cas que el funcionament dels filtres sigui el correcte, es plantejaran noves alternatives.

Simultàniament a les comprovacions dels tractaments d'aigua, s'estudia el concepte d'osmosi i el funcionament dels equips d'osmosi inversa.

6. Tractaments d'aigua

Tal com s'ha comentat en el cicle de l'aigua (a la pàgina núm 7), l'aigua que captem dels pous té un grau de duresa que posa en perill els equips de fabricació. Per evitar incrustacions de calç i deteriorament dels equips, l'aigua de pous és tractada mitjançant uns tractaments químics per intercanvi iònic.

Distingirem entre l'aigua de fabricació, l'aigua de calderes i l'aigua del A2 T:

- Aigua de fabricació: Les característiques d'aquesta aigua són de duresa zero. Per aquest motiu és sotmès a una descalcificació. L'objectiu és eliminar la calç per evitar incrustacions.
- Aigua de calderes: Les característiques d'aquesta aigua són de duresa i alcalinitat zero. Per aquest motiu és sotmès a una descarbonatació i una descalcificació. L'objectiu és eliminar la calç i els carbonats per evitar incrustacions.
- Aigua del A2 T: Aquesta aigua és pel procés A2. Les característiques d'aquesta aigua són de desionització total (destil·lada). Per aquest motiu és sotmès a una desmineralització. L'objectiu és eliminar tots els ions dissolts.

L'objectiu és comprovar que el funcionament, consum i regeneració de cada tipus de columna d'intercanvi iònic és l'adequat, d'aquesta forma es podrà saber si l'alta conductivitat que ens arriba a l'ETP és causa del rebuig que generen les regeneracions d'aquestes columnes.

És clar, doncs, que el problema a resoldre es veu afectat pel rebuig de les columnes, per tant s'ha d'analitzar aquesta sortida per saber el valor de conductivitat en cada moment de la regeneració (inclosos l'annex a la pàgina núm 135). D'aquesta forma s'esbrina la conductivitat mitjana de cada etapa i de la regeneració completa de cada columna i tipus d'aigua tractada. A partir d'aquí es comprova el funcionament de les columnes amb els consums teòrics de cada un dels seus manuals (inclosos l'annex a la pàgina núm 135) per saber si s'està consumint més químics per les regeneracions dels teòrics i per això hi ha presencia de conductivitats tan elevades.

Tots els funcionaments de cada columna han estat simulats mitjançant una plantilla Excel que trobareu adjunta al format digital.

6.1. Sistema d'intercanvi iònic

6.1.1. Intercanvi iònic

L'aigua és un líquid compost de molècules d'aigua (fórmula H_2O). Tanmateix, totes les aigües naturals contenen substàncies sòlides insolubles (com sorra o fragments vegetals), que en principi es poden filtrar, i compostos solubles, que generalment no són visibles i no es poden filtrar. Aquests compostos tenen un origen mineral o orgànic i poden ser ionitzats.

Si es vol eliminar de l'aigua aquestes substàncies ionitzades, es pot fer amb intercanvi iònic mitjançant resines que permeten substituir els ions no desitjats per ions que no afectin el procés.

Les resines són perles de plàstic minúscules i contenen aigua (retenció d'humitat). L'estructura de la resina és un polímer en el qual un ió fix ha estat immobilitzat de manera permanent. Aquest ió no es pot reemplaçar i, per tant, pertany a l'estructura de la resina. Per mantenir la neutralitat elèctrica de la resina, cada un d'aquests ions fixos està neutralitzat per un contra-ió de càrrega oposada. Aquest és mòbil i pot entrar o sortir de la resina. La figura 6.1 representa esquemàticament perles de resines intercanviadores de cations i d'anions. Les línies fosques representen l'esquelet polimèric de la resina. En aquest exemple, els ions fixos de la resina intercanviadora de cations són sulfonats (SO_3^-) lligats a l'esquelet i els ions mòbils són cations sodi (Na^+). La perla de resina intercanviadora d'anions té una estructura semblant, però intercanvia ions de càrrega negativa.

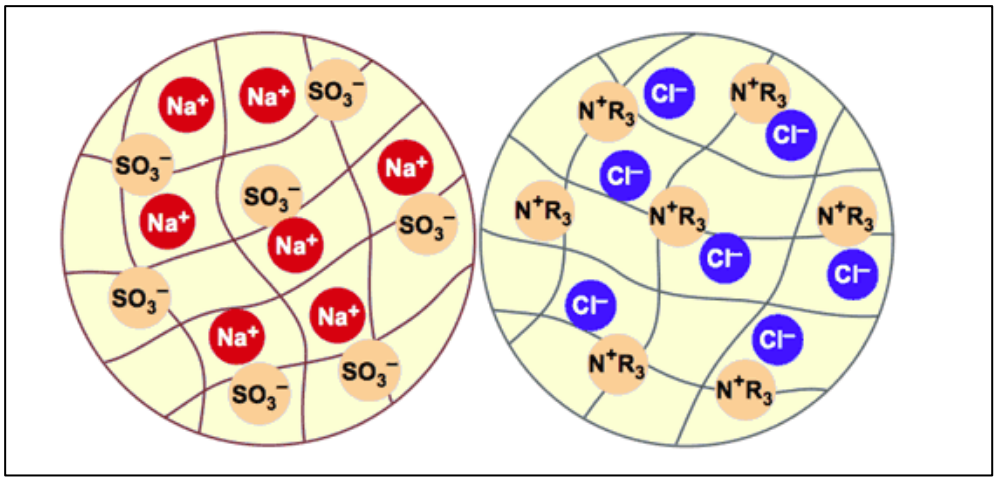


Figura 6.1. Esquema resines intercanvi de cations i d'anions (Font: http://dardel.info/IX)

Cada ió que entra a la resina produeix la sortida d'un altre ió de la mateixa càrrega per mantenir la neutralitat elèctrica. Aquest principi s'anomena intercanvi iònic.

6.1.2. Duresa de l'aigua i resines

Aquest principi d'intercanvi iònic s'utilitza per eliminar la duresa de l'aigua. La duresa representa principalment les sals de calci i de magnesi. En certes condicions, aquestes sals poden precipitar i formar dipòsits (tosca), també poden obstruir els tubs d'aigua calenta i produir incrustacions. La descalcificació és l'eliminació d'aquesta duresa: els ions Ca^{2+} i Mg^{2+} que formen la tosca s'intercanvien per ions Na^{+} que són molt més solubles i no es precipiten.

Per eliminar la duresa s'utilitza una resina intercanviadora de cations en la qual els ions mòbils dins de la resina són sodi (Na^{+}) i es passa l'aigua dels pous a través d'una columna omplerta amb aquesta resina. Els ions de duresa Ca^{2+} i Mg^{2+} entren en les perles de resina, i cada un d'aquests ions produeix la sortida de dos ions de sodi. La reacció d'intercanvi es pot escriure de la manera següent:

$$2\ R\text{-}Na + Ca^{2+} \rightarrow R_2Ca + 2\ Na^{+} \qquad \textbf{(Reacció 6.1)}$$

La figura 6.2 il·lustra aquesta reacció: les perles de resina són inicialment carregades amb ions de sodi (Na^{+}). Cada ió de calci o de magnesi que penetra a la resina és reemplaçat per dos ions de Na^{+}. Els anions de l'aigua (no representats en aquesta figura) no poden entrar a la resina, perquè serien rebutjats pels anions sulfonat fixos (SO_3^{-}) que formen els grups actius de la resina.

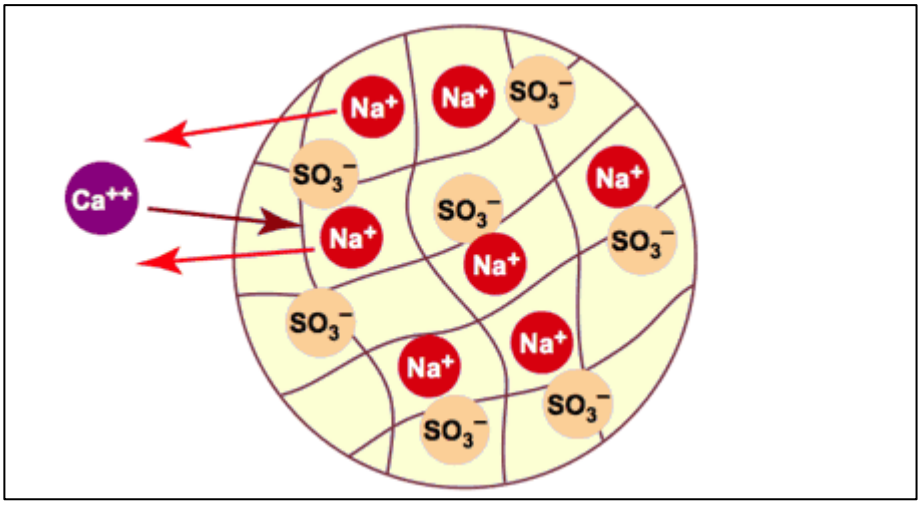


Figura 6.2. Intercanvi de sodi en una resina (Font: http://dardel.info/IX)

Aquest intercanvi de cations és eficaç perquè la resina intercanviadora té una afinitat més gran per als cations de duresa que per al sodi. En termes senzills, la resina prefereix el calci. El resultat de l'estovament no és una eliminació neta dels cations que formen duresa de l'aigua de pous, sinó una substitució per ions de sodi.

Evidentment, aquest intercanvi no és il·limitat: després d'un cert temps, la resina ha tret tants cations de calci i magnesi de l'aigua que no queda espai per acollir altres. Llavors, el seu període d'esgotament està acabat, i cal regenerar la resina per tornar a tenir-la saturada de Na^+.

6.1.3. Columnes d'intercanvi iònic i procés de regeneració

La majoria de les resines d'intercanvi iònic es fan servir en columnes. El procés d'intercanvi és una operació discontínua: una etapa d'esgotament, i una etapa de regeneració de les resines esgotades. Hi ha dos mètodes principals de regeneració:

- La regeneració anomenada co-corrent, els líquids passen de dalt a baix durant l'etapa d'esgotament i també durant l'etapa de regeneració.
- La regeneració a contra-corrent, els fluids passen alternativament de dalt a baix i de baix a dalt en les fases d'esgotament i de regeneració. Existeixen dos tipus:
    - Esgotament de dalt a baix i regeneració de baix a dalt.
    - Esgotament de baix a dalt i regeneració de dalt a baix.

Per exemple, en un descalcificador, el procés d'esgotament ha captat tots els ions calci i magnesi i la resina s'ha desprès dels ions sodi. El procés de regeneració s'encarrega de tornar a ocupar les cel·les de la resina amb ions sodi i desviar els altres ions captats en l'esgotament a una línia de rebuig. Per aconseguir això, i tenint en compte que la resina té més afinitat pels ions calci i magnesi que pel sodi, la regeneració treballa amb grans quantitats de solució regenerant (dissolució de NaCl en aquest exemple) per tal de saturar la resina amb ions sodi i assegurar que la regeneració es produeix.

Això comporta que el rebuig d'aquestes regeneracions són de conductivitats molt altes, ja que engloba tots els ions que la resina a captat i tot els ions en excés de la solució regenerant.

La regeneració a contra-corrent proporciona dos avantatges decisives:

1. L'aigua a tractar té una qualitat molt millor que en el cas de co-corrent, a causa d'una fuita iònica petita.
2. La quantitat de regenerant necessària és menor, perquè els ions contaminants no han de travessar tot el llit de la resina, i la qualitat de l'aigua tractada és gairebé independent de la quantitat de regenerant.

El procediment general de regeneració d'una columna de resina és el següent:

1. Contra rentar el llit de resina amb un flux ascendent d'aigua per eliminar les matèries en suspensió acumulades a la superfície del llit.
2. Introduir el regenerant diluït en aigua de qualitat apropiada.

3. Esbandir el regenerant amb aigua de dilució.
4. Rentar el llit de resina amb aigua bruta fins a obtenir la qualitat esperada d'aigua tractada.

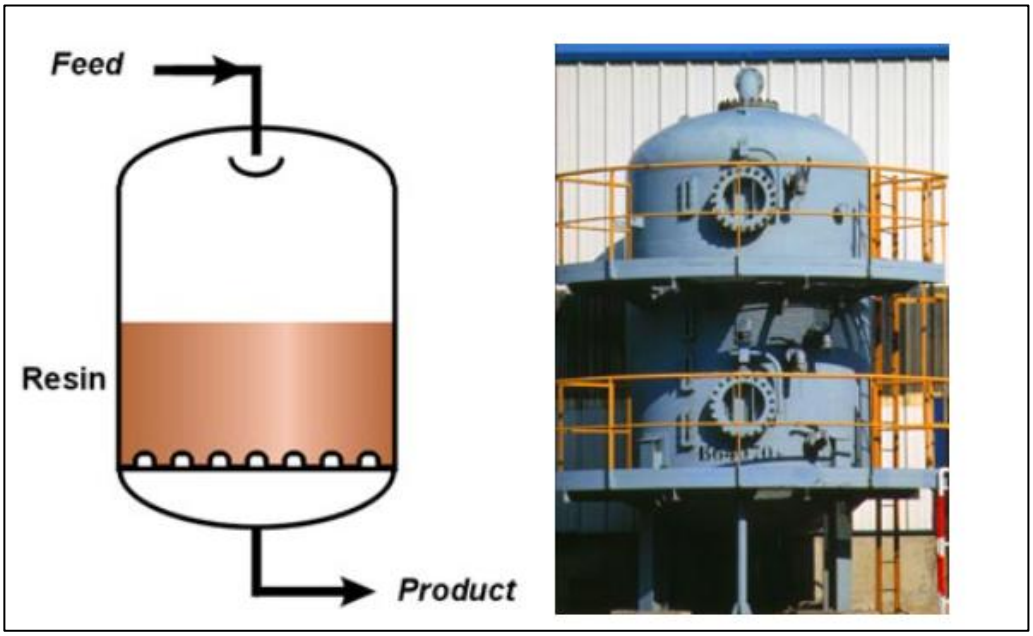


Figura 6.3. Columna d'intercanvi iònic (Font: http://dardel.info/IX)

6.1.4. Desmineralitzadors

Per l'aigua del A2 T es fan servir unes columnes desmineralitzadores. Aquestes també funcionen per intercanvi iònic però són diferents de les vistes fins ara. Aquest tipus de columna elimina la majoria dels ions que hi ha en la dissolució.

El seu funcionament ve regit pel canvi de tots els cations dissolts en l'aigua per ions H^+ i tots els anions per ions OH^-, a més, aquests es recombinen per produir noves molècules d'aigua. Per aconseguir això, es necessita una resina intercanviadora de cations en la forma H^+ i una resina intercanviadora d'anions en la forma OH^-. Tots els cations i anions de l'aigua s'intercanvien i el resultat és una desaparició completa de les impureses ionitzades. Les reaccions de l'intercanvi de cations són:

$$2\ R\text{-}H + Ca^{2+} \rightarrow R_2Ca + 2\ H^+ \qquad \textbf{(Reacció 6.2)}$$

$$R\text{-}H + Na^+ \rightarrow R'Na + H^+ \qquad \textbf{(Reacció 6.3)}$$

Aquest intercanvi és il·lustrat a la figura 6.4. La resina és inicialment en la forma hidrogen (H^+). Es pot veure un ió calci (Ca^{2+}) entrant en la resina causant la sortida de dos ions H^+, mentre un ió Na^+ s'intercanvia per un ió H^+.

De manera semblant, una resina en forma OH- pot eliminar tots els anions, que són reemplaçats per ions hidròxid (OH^-):

$$R\text{-}OH + Cl^- \rightarrow RCl + OH^- \qquad \textbf{(Reacció 6.4)}$$

$$2\ R\text{-}OH + SO_4^{2-} \rightarrow R_2SO_4 + 2\ OH^- \qquad \textbf{(Reacció 6.5)}$$

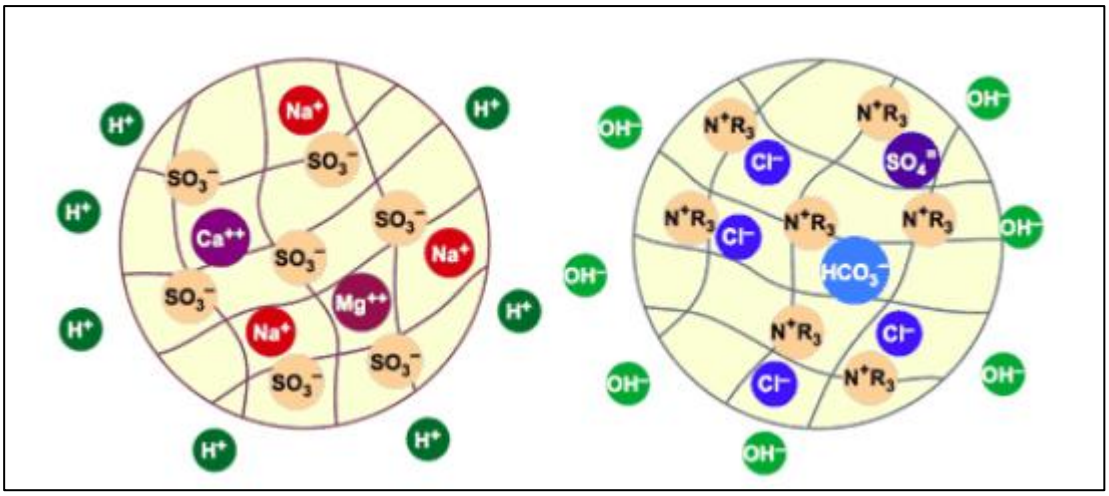


Figura 6.4. Intercanvi iònic en un desmineralitzador (Font: http://dardel.info/IX)

Al final del procés d'intercanvi, les perles de resina han eliminat tots els cations i anions presents en l'aigua i alliberat una quantitat equivalent de ions H^+ i OH^- que es convertiran en molècules d'aigua:

$$H^+ + OH^- \rightarrow H_2O \qquad \textbf{(Reacció 6.6)}$$

Els contaminants ionitzats estan ara en les dues resines (Na^+, Ca^{2+} i Mg^{2+} a l'intercanviador de cations i Cl^-, SO_4^{2-}i HCO_3^- a l'intercanviador d'anions), i l'aigua ha estat completament desmineralitzada. La seva salinitat és ara gairebé nul·la, els ions escapats els anomenem fugida iònica.

6.2. Tractament d'aigua de fabricació

Aquest tractament es fa mitjançant 4 columnes descalcificadores per intercanvi iònic catiònic (amb NaCl). Dues columnes, anomenades columnes A i B, treballen a contra-corrent amb l'esgotament de la resina de baix a dalt i la regeneració de dalt a baix. Les altres dues columnes, anomenades columnes C i D, treballen a co-corrent. Aquestes diferències de funcionament (explicades a l'apartat anterior a la pàgina núm 18) impliquen diferències en les conductivitats del seu rebuig.

L'aigua que s'obté té les característiques següents (s'ha de tenir en compte que els valors representen una mostra puntual):

Paràmetre	Valor obtingut	Unitats	Mètode	Valor Paramètric
pH	7,55	unitats de pH	Standard Method 4500-H+ B	Min:6,5 Max: 9,5
Conductivitat	663	µS/cm	Norma UNE-EN-27888	2500 µS/cm
Calci	<0,01	mg/L Ca	Std Method 3500	---
Bicarbonats	386,74	mg/L HCO3-	Standard Method 2330	---
Amoni	<0,01	mg/L NH4	Standard Method 4500-NH4 C	0,50 mg/L
Amoníac	<0,001	mg/L NH3	ITC-MMA.EECC-1/06	---
Terbolesa	0,29	UNF	Standard Method 2130B	1 UNF
Olor	1	TON	UNE-EN 1622	3 TON
Sabor	<1	TFN	UNE-EN 1622	3 TNF
Color	<5,0	mg/L	Espectrofotometria-Visible	15 mg/L Pt/Co
Nitrits	<0,05	mg/L NO2-	BOE 196/1987	0,5 mg/L
Recompte de colònies a 22ºC	0	u.f.c/1 mL	UNE-EN ISO 6222	Sense canvis anòmals
Bactèries coliformes	0	u.f.c/100 mL	UNE-EN ISO 9308-1	0 u.f.c./100mL
Escherichia coli	0	u.f.c./100mL	UNE-EN ISO 9308-1	0 u.f.c./100mL

Figura 6.5. Anàlisi d'aigua de fabricació (Font: pròpia)

6.2.1. Funcionament

Treballen de forma intercalada. Per exemple, quan a la columna A s'esgota, es para i es posa en marxa la comuna B. Mentre la columna B està funcionant, es fa la regeneració de la comuna A i es deixa preparada per quan la resina de la columna B s'esgoti. En cas que hi hagi un augment de demanda, per part de procés, s'alternarien les columnes A i B amb les columnes B i C per tal de cobrir les necessitats. Però el funcionament estàndard és d'una columna A o B amb una columna C o D, per tant, treballa una columna de cada tipus i es deixen preparades les dues sobrants.

6.2.1.1. Columnes A i B

Aquestes columnes tenen 3900 L de resina i tracten un total de 659 m^3/dia d'aigua dels pous de mitja. L'intercanvi iònic fa augmentar la conductivitat 70 µS/cm a causa del canvi de ions calci i magnesi per ions sodi. L'aigua que en surt té una duresa zero pràcticament (figura 6.5).

En la següent figura 6.6 s'esquematitza el funcionament de la columna.

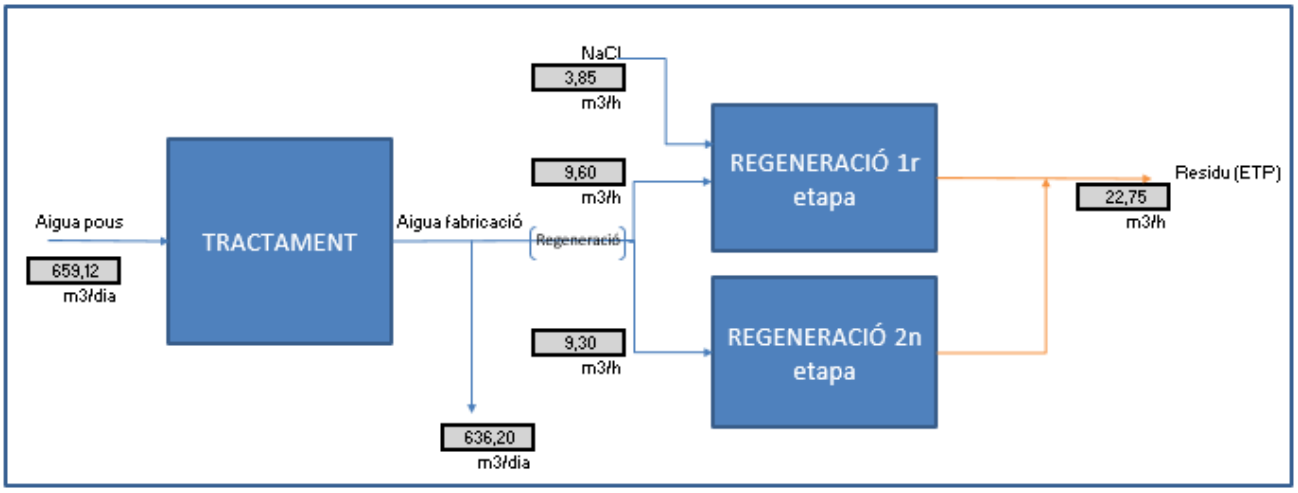


Figura 6.6. Esquema funcionament columnes A i B (Font: pròpia)

Dels 659 m^3/dia totals d'aigua que es capta dels pous, 636 m^3/dia és aigua tractada de fabricació. La resta d'aquest balanç correspon a les regeneracions de les resines de cada columna. El disseny i l'experiència amb aquest tipus de columna ens permet fer cicles de tractament de 550 m^3, un cop la columna ha tractat aquest volum d'aigua, la duresa ja no és acceptada pel procés de fabricació i es passa a fer la regeneració de les resines.

A continuació es presenta l'esquema (figura 6.7) d'esgotament de la resina mentre es tracta l'aigua.

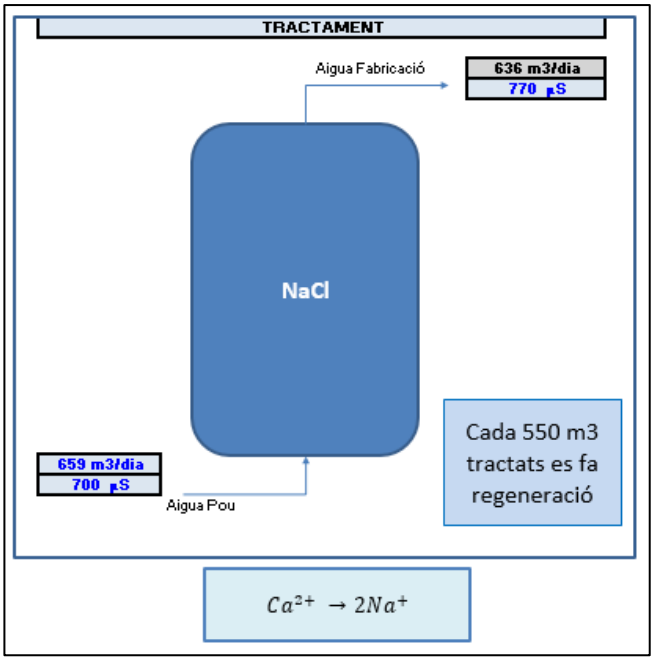


Figura 6.7. Tractament columnes A i B (Font: pròpia)

La columna treballa a contra-corrent, l'aigua que prové dels pous entra per la part inferior de la columna, travessa la resina de baix a dalt (on es produeix l'intercanvi iònic) i el producte, anomenat aigua de fabricació, surt per la part superior. Un cop superats els 550 m^3 d'aigua tractada es fa canvi de columna i es passa a l'operació de regeneració.

La regeneració d'aquestes columnes A i B es resumeix de la següent forma i té una durada total d'una hora i mitja.

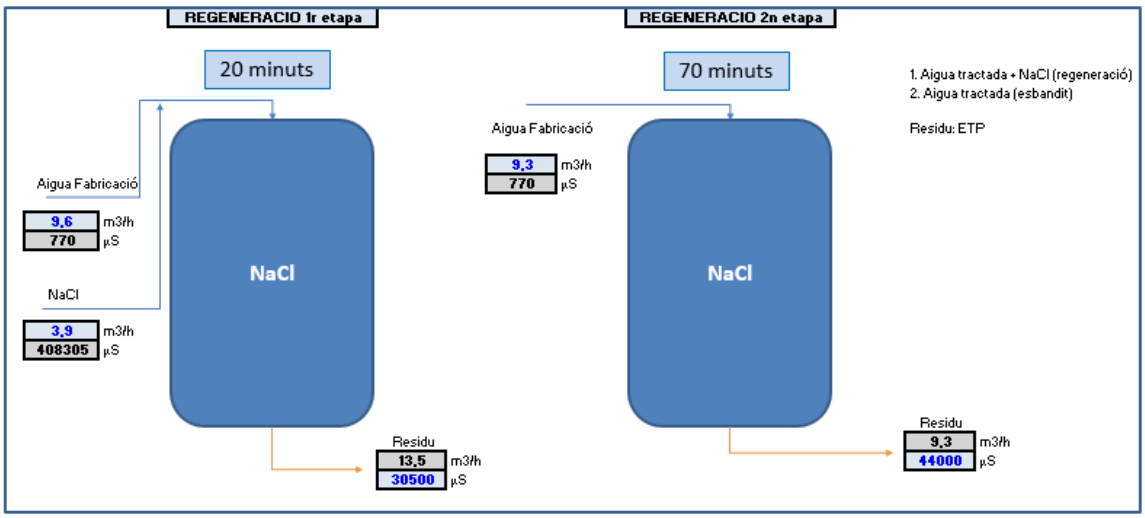


Figura 6.8. Regeneració columnes A i B (Font: pròpia)

Consta de dues etapes:

1. Durant 20 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de fabricació amb un cabal de 9,6 m^3/h juntament amb una dissolució de salmorra amb un cabal de 3,9 m^3/h. Aquesta barreja crea una dissolució de salmorra del 10%. L'etapa substitueix els ions de calci i magnesi acumulats a la resina per nous ions de sodi. El rebuig d'aquesta etapa són els ions mencionats i l'excés de salmorra del 10%.
2. Durant 70 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de fabricació amb un cabal de 9,3 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés de sal de l'etapa anterior.

6.2.1.2. Columnes C i D

Aquestes columnes tenen 4600 L de resina i tracten un total de 839 m^3/dia d'aigua dels pous de mitja. L'intercanvi iònic fa augmentar la conductivitat 250 µS/cm a causa del canvi de ions calci i magnesi per ions sodi. L'aigua que en surt té una duresa zero pràcticament (figura 6.5), però en comparació a les columnes A i B es pot veure que el seu funcionament és pitjor.

En la següent figura 6.9 s'esquematitza el funcionament de la columna.

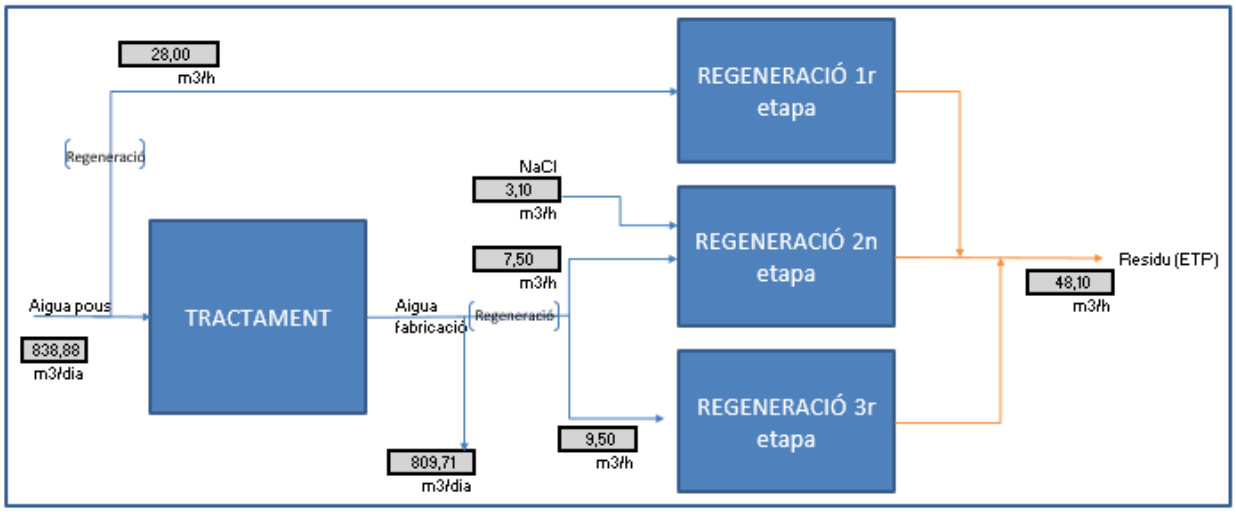


Figura 6.9. Esquema funcionament columnes C i D (Font: pròpia)

Dels 839 m^3/dia totals d'aigua que es capta dels pous, 810 m^3/dia és aigua tractada de fabricació. La resta d'aquest balanç correspon a les regeneracions de les resines de cada columna. El disseny i l'experiència amb aquest tipus de columna ens permet fer cicles de tractament de 700 m^3, un cop la columna ha tractat aquest volum d'aigua, la duresa ja no és acceptada pel procés de fabricació i es passa a fer la regeneració de les resines.

A continuació es presenta l'esquema (figura 6.10) d'esgotament de la resina mentre es tracta l'aigua.

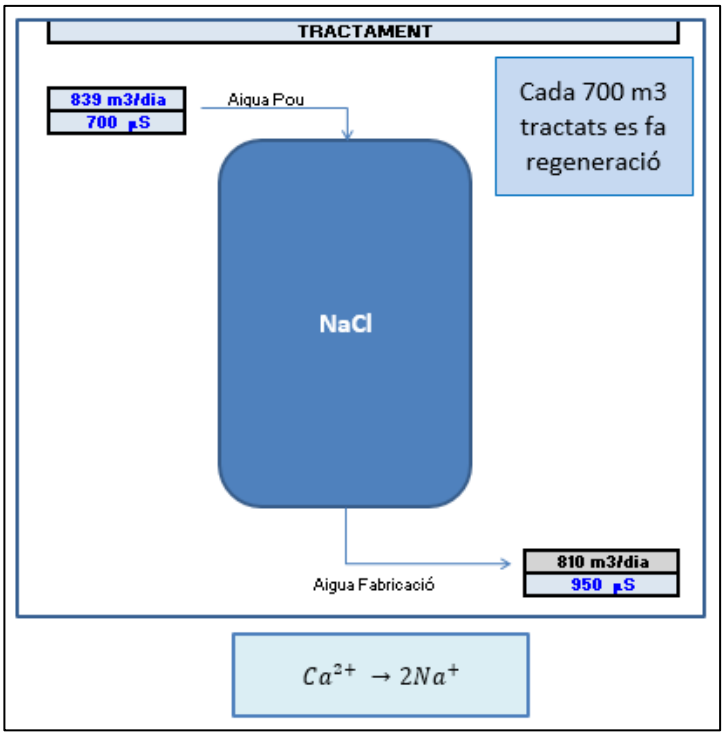


Figura 6.10. Tractament columnes C i D (Font: pròpia)

La columna treballa a co-corrent, l'aigua que prové dels pous entra per la part superior de la columna, travessa la resina de dalt a baix (on es produeix l'intercanvi iònic) i el producte, anomenat aigua de fabricació, surt per la part inferior. Un cop superats els 700 m^3 d'aigua tractada es fa canvi de columna i es passa a l'operació de regeneració.

Aquest treball a co-corrent, contrari al cas de les columnes A i B, fa que amb el pas de l'aigua la resina es compacti, per tant, les regeneracions tenen una etapa de més.

La regeneració d'aquestes columnes C i D es resumeix de la següent forma i té una durada total d'una hora i trenta-quatre minuts.

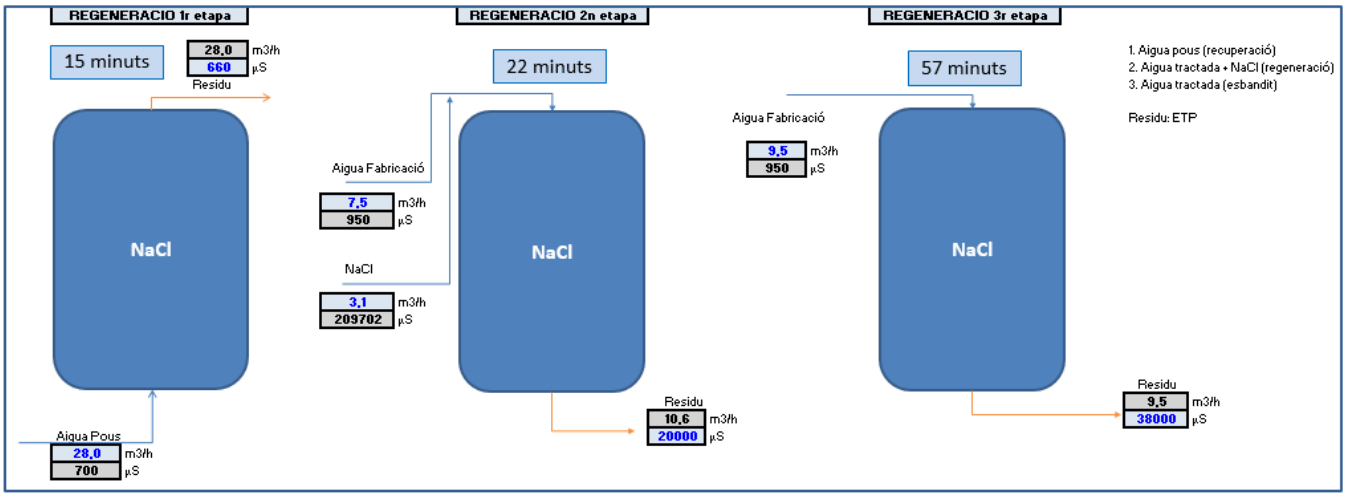


Figura 6.11. Regeneració columnes C i D (Font: pròpia)

Consta de tres etapes:

1. Durant 15 minuts es fa un esponjament de la resina amb un corrent d'aigua dels pous a contra-corrent de 28 m^3/h. L'aigua passa de baix a dalt, remou la resina i li dóna volum (perdut en l'etapa d'esgotament) i s'emporta les partícules sòlides que es puguin haver captat.
2. Durant 22 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de fabricació amb un cabal de 7,5 m^3/h juntament amb una dissolució de salmorra amb un cabal de 3,1 m^3/h. Aquesta barreja crea una dissolució de salmorra una mica per sota del 10%. L'etapa substitueix els ions de calci i magnesi acumulats a la resina per nous ions de sodi. El rebuig d'aquesta etapa són els ions mencionats i l'excés de salmorra del 10%.
3. Durant 57 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de fabricació amb un cabal de 9,5 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés de sal de l'etapa anterior.

6.2.2. Mostreig

Totes les canonades del rebuig tenen bon accés per agafar mostres i poder analitzar de forma fiable el rebuig en cada moment de la regeneració excepte la canonada de la columna D. El rebuig del filtre D va a un petit pou i analitzar el contingut d'aquest pou no serà representatiu, per tant, no s'ha analitzat la columna D i s'agafa la columna C com a representació de les dues.

S'han agafat mostres al llarg de les regeneracions de les columnes i s'ha obtingut les següents figures:

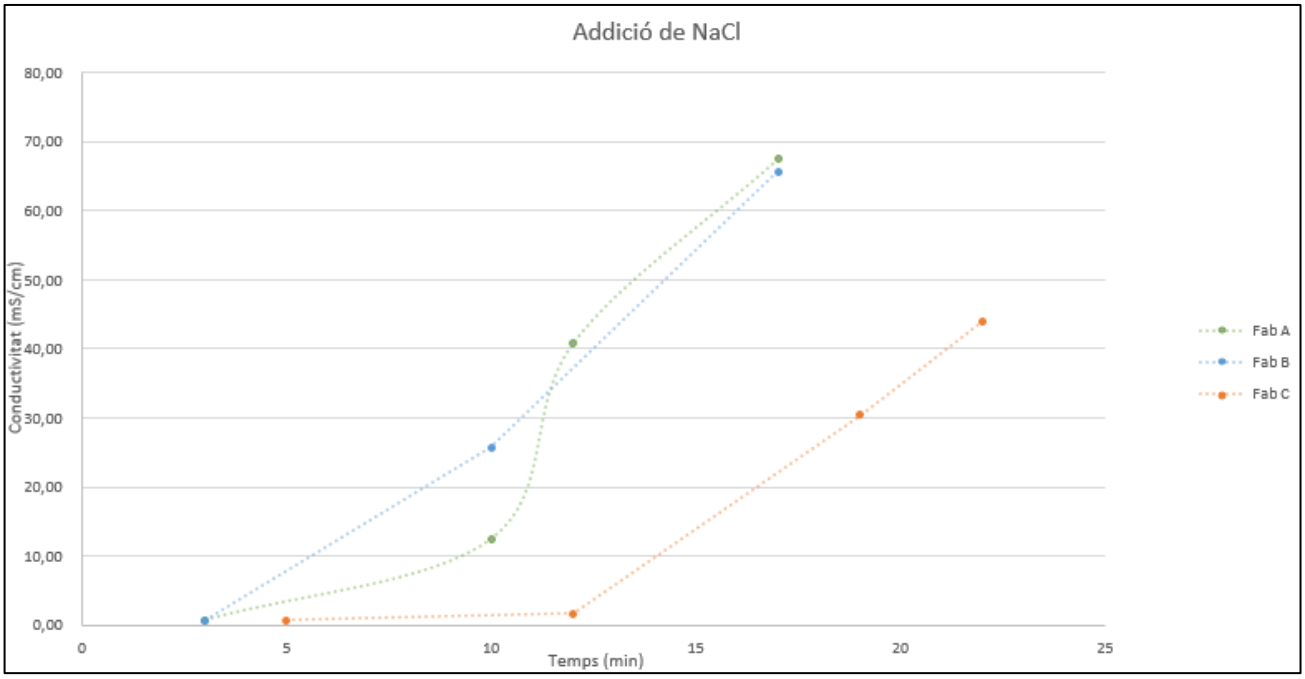


Figura 6.12. Gràfic regeneració columnes etapa addició de salmorra fabricació (Font: pròpia)

Aquesta etapa d'addició correspon a la primera etapa de la regeneració de les columnes A i B i a la segona etapa de regeneració de les columnes C i D. Com es pot observar a la figura 6.12 la conductivitat augmenta. La dissolució de sal comença a regenerar la resina per l'extrem superior i a mesura que passa el temps va regenerant la resina fins a la part inferior. El que ens surt de rebuig són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de salmorra que la resina no capta (una petita part).

Podem veure que hi ha una diferència entre els dos tipus de columna. L'augment de conductivitat de les columnes A i b té un pendent més pronunciat que les columnes C i D. Això és a causa que les columnes A i B tenen una etapa d'esgotament molt millor que les columnes C i D i, per tant, eliminen més ions calci i magnesi augmentant així la conductivitat del rebuig.

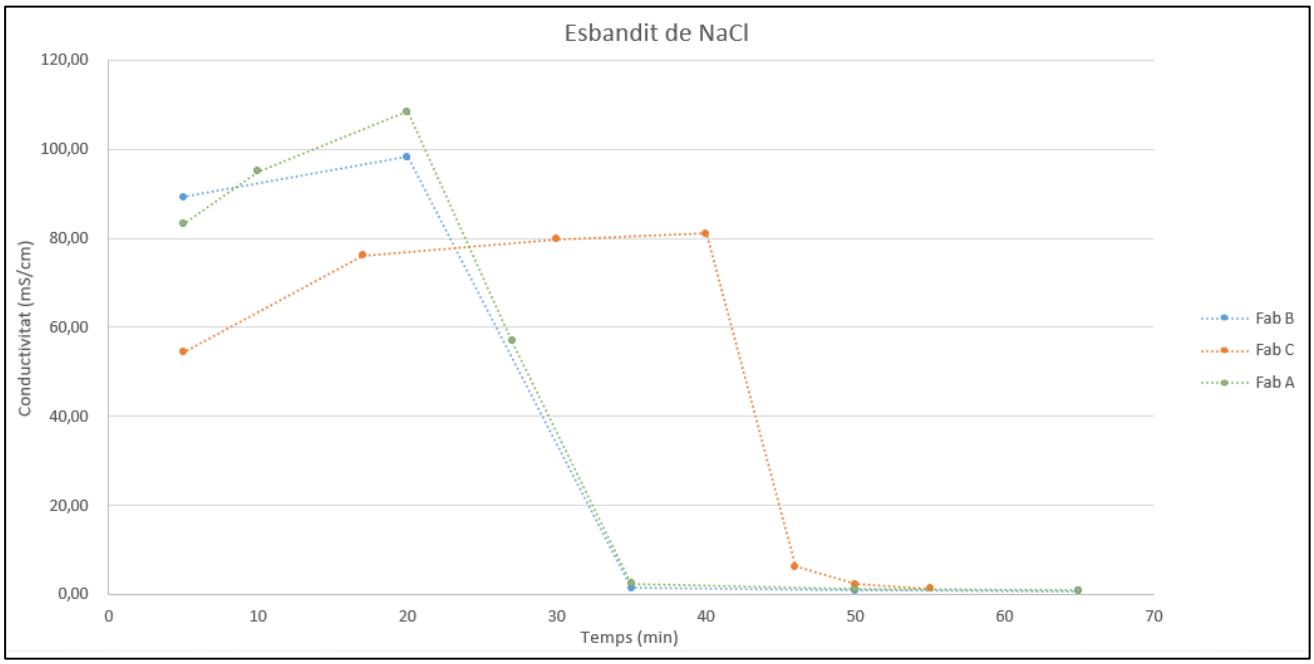


Figura 6.13. Gràfic regeneració columnes etapa esbandit fabricació (Font: pròpia)

Un cop passem a la següent etapa de la regeneració, eliminem l'addició de salmorra i comencem a esbandir l'excés de ions no captats per la resina. Podem comprovar que al començament de l'esbandit la conductivitat segueix augmentant, això és a causa de l'excés de salmorra que ha quedat a la resina. Un cop eliminat l'excés, tornem a valors de conductivitat baixa en uns 10-15 minuts, temps relativament curt en comparació al temps total de les regeneracions. A la part final es deixa passar aigua per la resina fins que obtenim els valors de duresa demanats pel procés de fabricació.

Podem veure que la tendència dels dos tipus diferents de columna és la mateixa i segueixen l'explicació anterior. Però hi ha una petita diferència, com que el pendent de les columnes C i D no és tan pronunciat i té un rebuig menys conductor, el temps que necessiten les columnes per eliminar l'excés de salmorra és major. Això també es veu afectat pel volum de resina de cada tipus de columna.

Es pot veure que les columnes A i B allarguen molt l'última etapa de la regeneració. Això comporta un consum innecessari d'aigua tractada de fabricació.

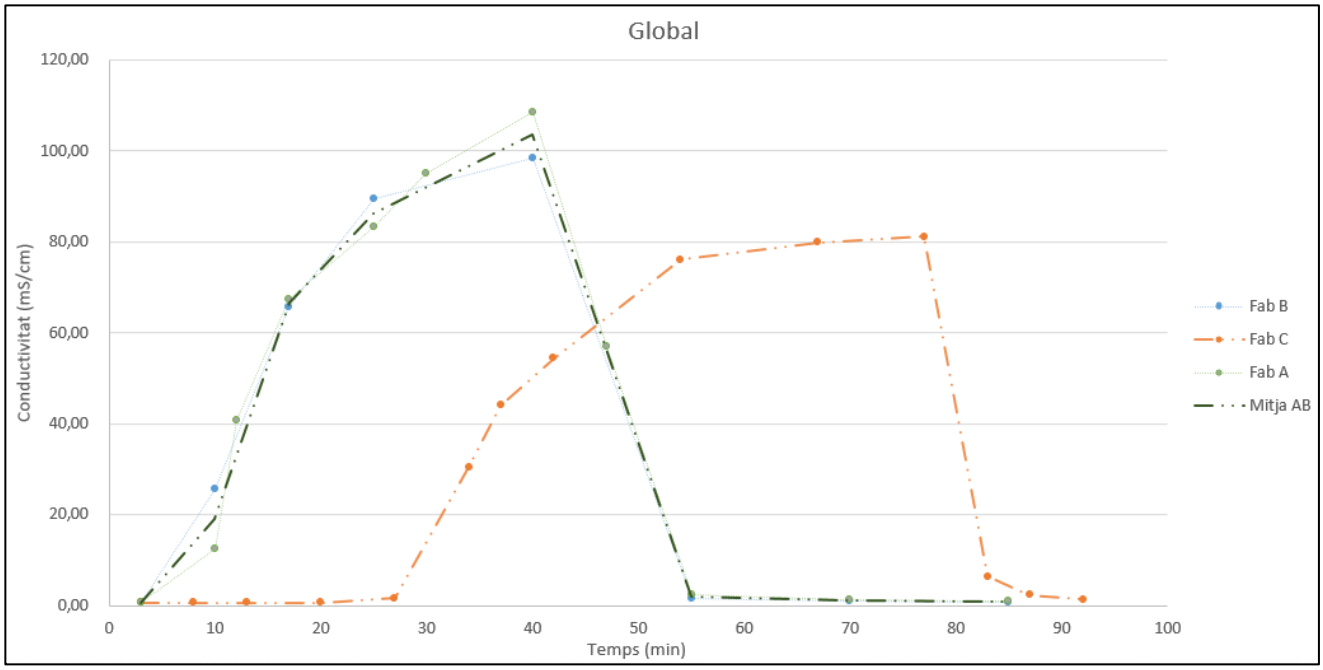


Figura 6.14. Gràfic regeneració columnes fabricació (Font: pròpia)

En aquesta figura 6.14 es pot veure el comportament global de les regeneracions d'aquestes columnes. Es diferencien les tres situacions comentades anteriorment:

1. L'addició de salmorra fa augmentar la conductivitat fent sortir els ions de l'esgotament anterior.
2. La primera part de l'esbandit s'emporta l'excés de salmorra.
3. Es fa passar aigua fins a obtenir les condicions apropiades de duresa.

Existeix una diferència clara entre les columnes a contra-corrent (A i B) i les columnes a co-corrent (C i D). Com s'ha comentat, analitzant el rebuig de cada columna es pot avaluar com treballen i quin rendiment té l'intercanvi iònic que realitzen. En el cas de contra-corrent, l'intercanvi iònic és molt bo i les regeneracions han d'eliminar més quantitat de ions captats, per tant la conductivitat del rebuig és més elevada. Per altra banda, les columnes a co-corrent tenen un rendiment més baix, aquest fet implica una conductivitat del rebuig menor però un cicle de regeneració més llarg i amb consums d'aigua més elevat. Existeix, per tant, un equilibri entre la qualitat de l'aigua que es tracta i la conductivitat de les regeneracions de les columnes.

6.3. Tractament d'aigua de calderes

Aquest tractament es fa mitjançant 2 sistemes de columnes de descalcificació i descarbonatació que funcionen per intercanvi iònic. Cada sistema de tractament consta d'una primera columna d'intercanvi aniònic (amb HCl) i una segona columna, col·locada tot seguit, d'intercanvi iònic catiònic (amb NaCl) similar a les columnes C i D dels tractaments de fabricació. Diferenciarem els dos sistemes per filtres de calderes A i B. Totes les columnes treballen a co-corrent.

L'aigua que s'obté té les característiques següents (s'ha de tenir en compte que els valors representen una mostra puntual):

Paràmetre	Valor obtingut	Unitats
pH	4,95	unitats de pH
Conductivitat	175	µS/cm
Duresa Càlcica	<0,01	ppm CaH
Alcaninitat	<10	ppm M
Duresa total	<0,01	ppm tH
Sulfats	29	ppm (SO4)2-
Clorurs	29	ppm Cl-
Silicats	26,5	ppm(SiO4)4-

Figura 6.15. Anàlisi d'aigua de calderes (Font: pròpia)

6.3.1. Funcionament

Treballen de forma intercalada. En cas que hi hagi un augment de demanda, per part de procés, s'alternarien els sistemes A i B per tal de cobrir les necessitats. Però el funcionament estàndard és treballar amb una columna i deixar preparada la sobrant.

La columna de HCl té 3000 L de resina i la columna de NaCl té 650 L de resina. Els sistemes de dues columnes tracten un total de 489 m^3/dia d'aigua dels pous de mitja. L'intercanvi iònic fa disminuir la conductivitat 525 µS/cm a causa del canvi de ions tant en la columna catiònica com iònica. L'aigua que en surt té una duresa i alcalinitat zero pràcticament (figura 6.15).

A continuació es presenta l'esquema (figura 6.16) d'esgotament de la resina mentre es tracta l'aigua.

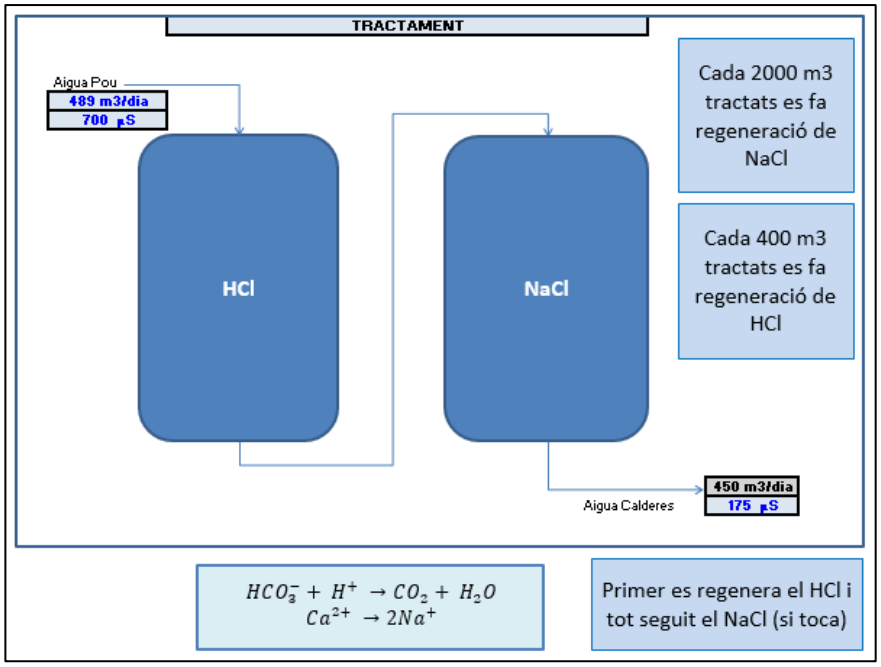


Figura 6.16. Tractament columnes de calderes (Font: pròpia)

Dels 489 m^3/dia totals d'aigua que es capta dels pous, 450 m^3/dia és aigua tractada per a les calderes. La resta d'aquest balanç correspon a les regeneracions de les resines de cada columna. El disseny i l'experiència amb aquest tipus de columna ens permet fer cicles de tractament de 400 m^3 en el cas de l'àcid i 2000 m^3 en el cas de la sal. Un cop la columna ha tractat aquest volum d'aigua, les característiques químiques ja no són acceptades pel procés de creació de vapor i es passa a fer la regeneració de les resines.

La columna treballa a co-corrent, l'aigua que prové dels pous entra per la part superior de la columna de HCl, travessa la resina de dalt a baix (on es produeix l'intercanvi iònic aniònic) i el producte s'envia a la columna de NaCl on es realitza l'operació catiònica. El que obtenim és anomenat aigua de calderes i surt per la part inferior de la columna de NaCl. Un cop superats els volums límit d'aigua tractada es fa canvi de sistema i es passa a l'operació de regeneració.

6.3.1.1. Regeneració columnes de HCl

La regeneració de les comunes d'àcid es resumeix de la següent forma i té una durada total d'una hora i vint-i-cinc minuts.

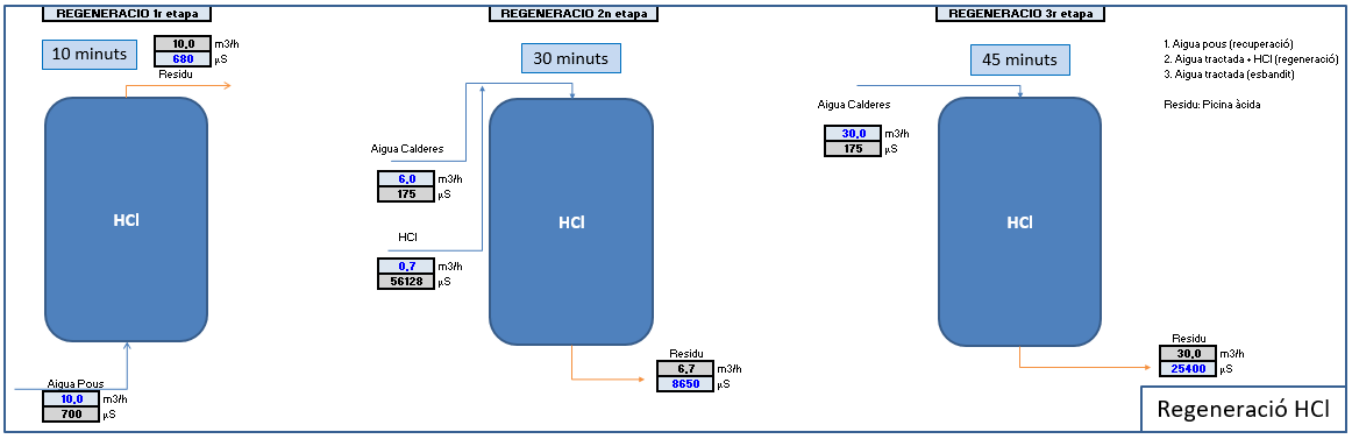


Figura 6.17. Regeneració columnes HCl de calderes (Font: pròpia)

Consta de tres etapes:

1. Durant 10 minuts es fa un esponjament de la resina amb un corrent d'aigua dels pous a contra-corrent de 10 m^3/h.
2. Durant 15 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de calderes amb un cabal de 6 m^3/h juntament amb una dissolució d'àcid clorhídric amb un cabal de 0,7 m^3/h. Aquesta barreja crea una dissolució del suficientment concentrada per regenerar de forma òptima. El rebuig d'aquesta etapa són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de dissolució d'àcid clorhídric.
3. Durant 45 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de calderes amb un cabal de 30 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés d'àcid de l'etapa anterior.

Per tant, l'esquema d'aquesta columna es podria resumir en la figura 6.18 següent:

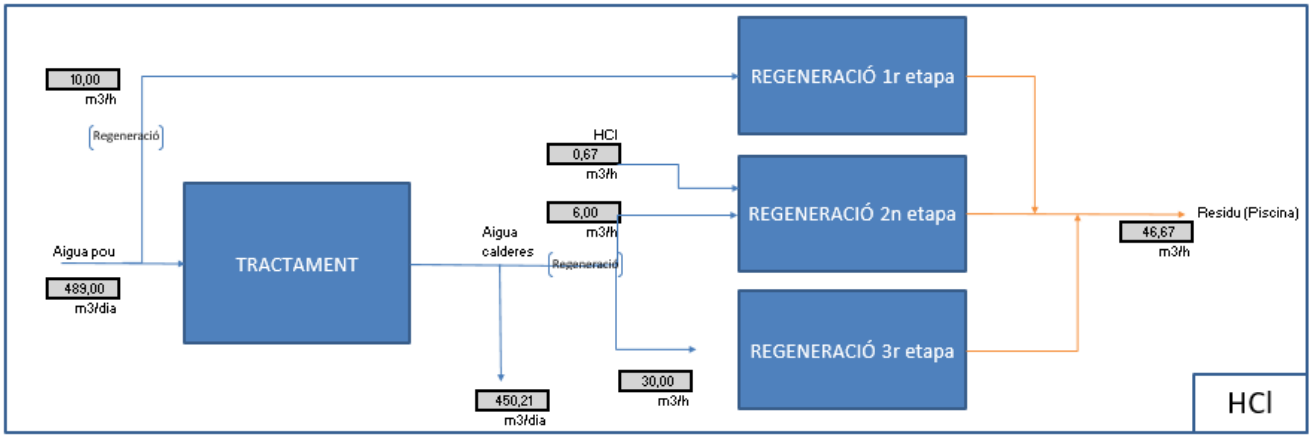


Figura 6.18. Esquema funcionament columnes HCl calderes (Font: pròpia)

6.3.1.2. Regeneració columnes de NaCl

La regeneració de les comunes de sal són molt similars a les columnes de fabricació C i D (però de mida molt inferior), es resumeix de la següent forma i té una durada total d'una hora i mitja.

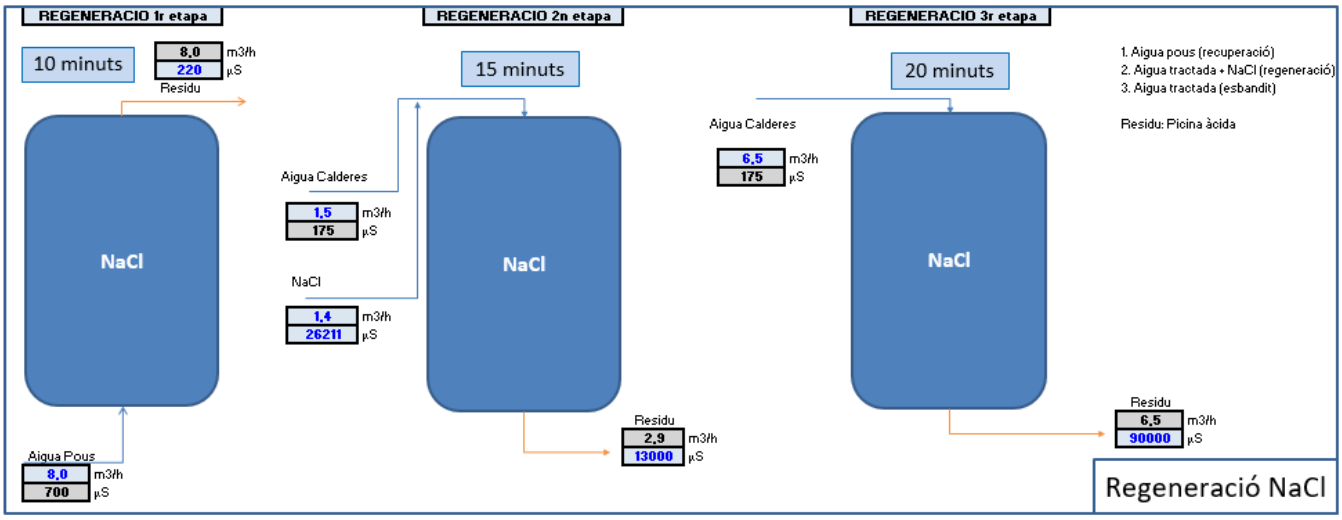


Figura 6.19. Regeneració columnes NaCl de calderes (Font: pròpia)

Consta de tres etapes:

1. Durant 10 minuts es fa un esponjament de la resina amb un corrent d'aigua dels pous a contra-corrent de 8 m^3/h.
2. Durant 15 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de calderes amb un cabal d'1,5 m^3/h juntament amb una dissolució de salmorra amb un cabal d'1,4 m^3/h. Aquesta barreja crea una dissolució del 50%. El rebuig d'aquesta etapa són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de dissolució de salmorra.
3. Durant 20 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada de calderes amb un cabal de 6,5 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés de salmorra de l'etapa anterior.

Per tant, l'esquema d'aquesta columna es podria resumir en la figura 6.20 següent:

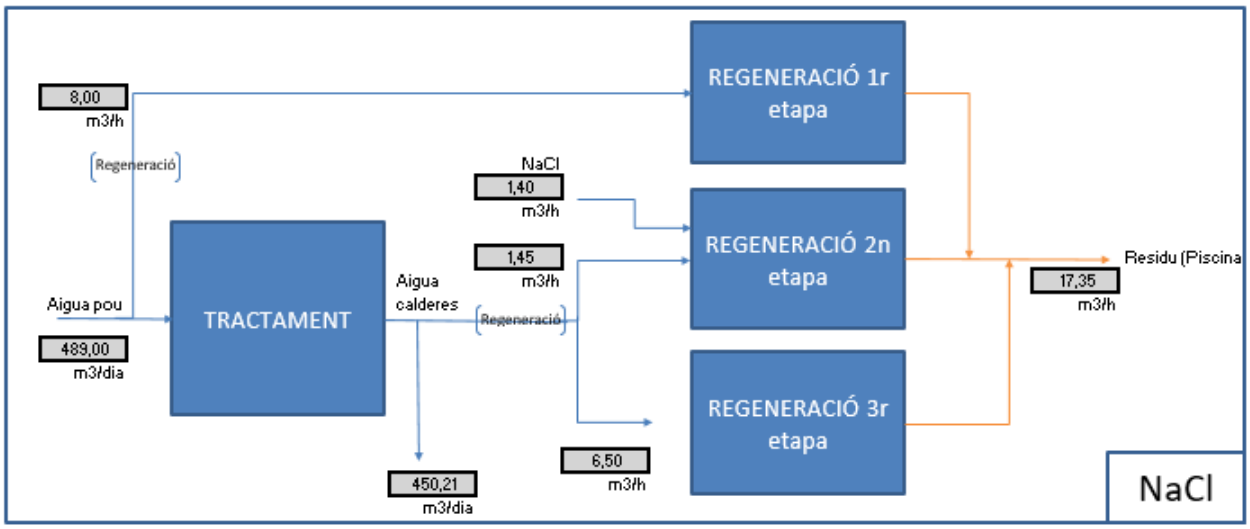


Figura 6.20. Esquema funcionament columnes NaCl calderes (Font: pròpia)

6.3.2. Mostreig

Totes les canonades del rebuig tenen bon accés per agafar mostres i poder analitzar de forma fiable el rebuig en cada moment de la regeneració excepte la canonada de la columna d'àcid A. El rebuig de la columna A és inaccessible i no s'ha analitzat. S'agafa la columna B com a representació de les dues.

6.3.2.1. Columnes de HCl

S'han agafat mostres al llarg de la regeneració de la columna B i s'ha obtingut la següent figura 6.21:

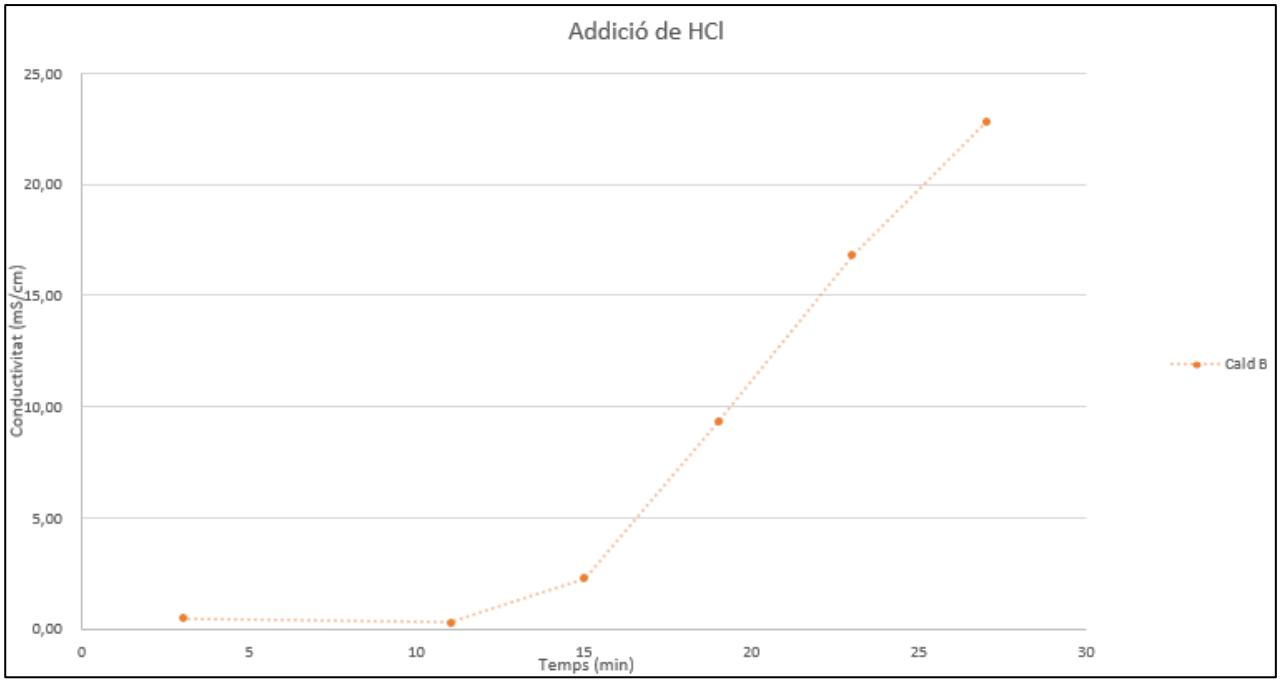


Figura 6.21. Gràfic regeneració columnes etapa addició de HCl calderes (Font: pròpia)

Aquesta etapa d'addició correspon a la primera etapa de la regeneració de les columnes d'àcid. Com es pot observar a la figura 6.21 la conductivitat augmenta. La dissolució de l'àcid comença a regenerar la resina per l'extrem superior i a mesura que passa el temps va regenerant la resina fins a la part inferior. El que ens surt de rebuig són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés d'àcid que la resina no capta (una petita part).

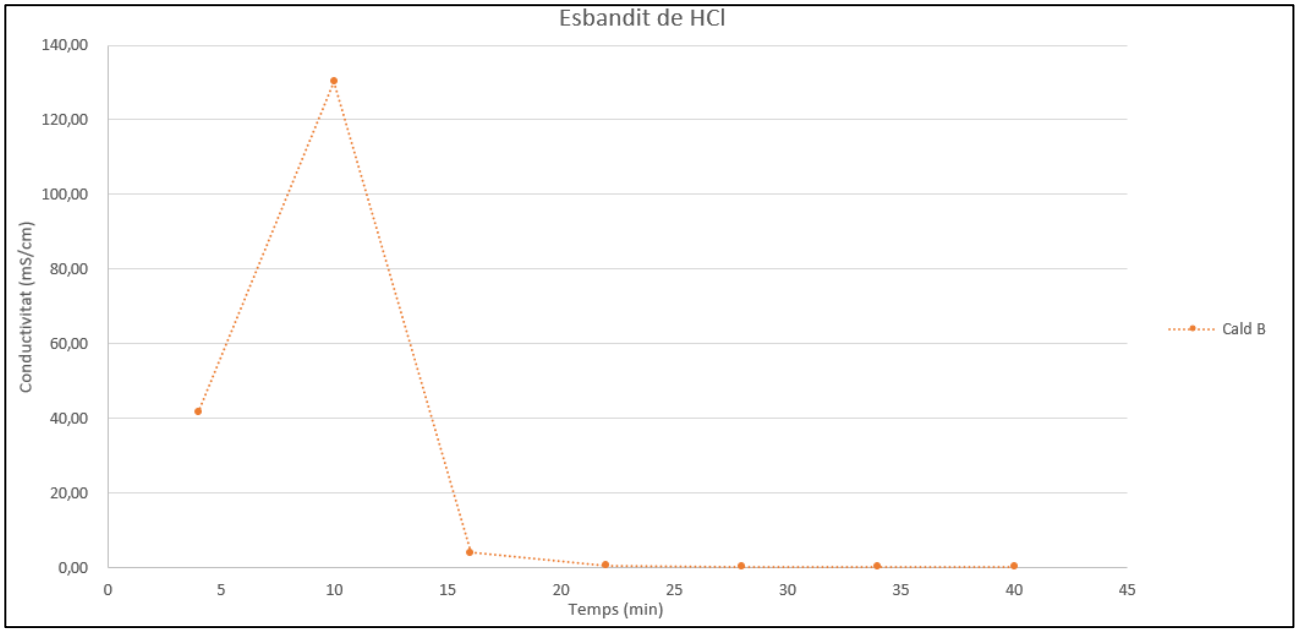


Figura 6.22. Gràfic regeneració columnes HCl etapa esbandit calderes (Font: pròpia)

Un cop passem a la següent etapa de la regeneració, eliminem l'addició d'àcid i comencem a esbandir l'excés de ions no captats per la resina. Podem comprovar que al començament de l'esbandit la conductivitat segueix augmentant, això és a causa de l'excés d'àcid que ha quedat a la resina. Un cop eliminat l'excés, tornem a valors de conductivitat baixa en uns 5 minuts, temps molt breu en comparació al temps total de les regeneracions. A la part final es deixa passar aigua per la resina fins que obtenim els valors de duresa i alcalinitat demanats pel procés de generació de vapor.

En comparació a les resines catiòniques de fabricació analitzades anteriorment (a la pàgina núm 23), el cas del HCl té pendents molt més pronunciades, per tant el temps de regeneració és molt més baix, el consum d'aigua menor i, per tant, el rebuig molt més concentrat.

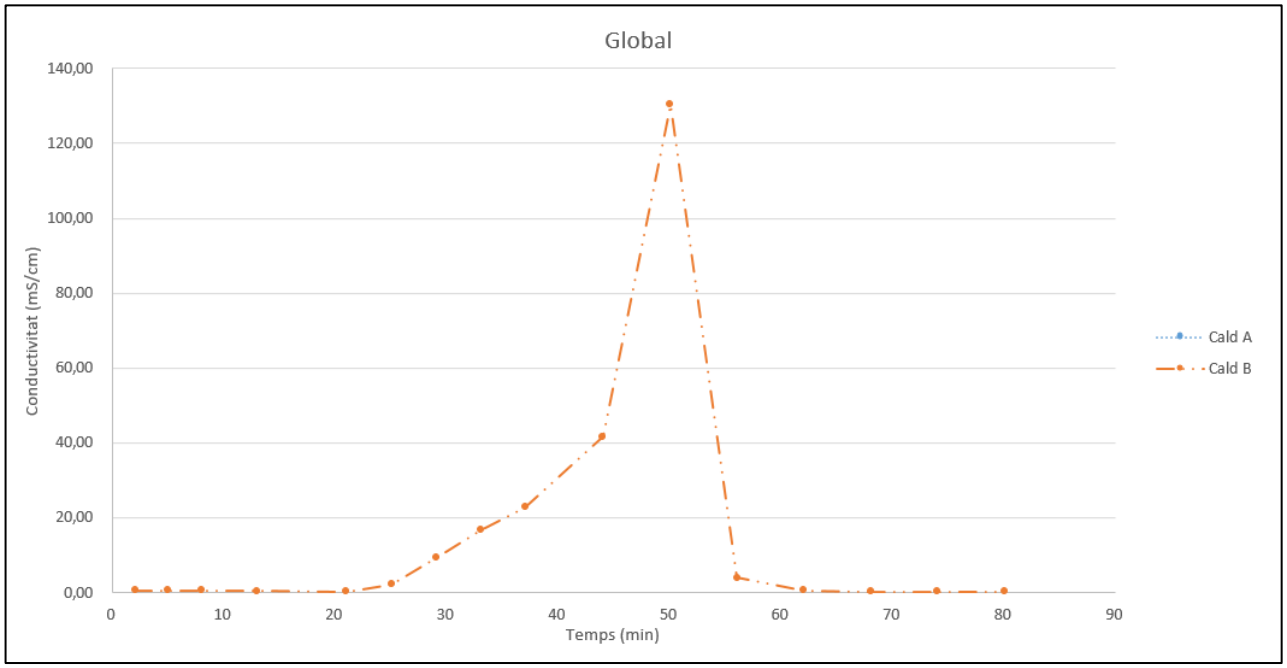


Figura 6.23. Gràfic regeneració columnes HCl calderes (Font: pròpia)

En aquesta figura 6.23 es pot veure el comportament global de les regeneracions d'aquestes columnes d'àcid. Es diferencien les tres situacions comentades anteriorment:

1. L'addició d'àcid fa augmentar la conductivitat fent sortir els ions de l'esgotament anterior.
2. La primera part de l'esbandit s'emporta l'excés d'àcid.
3. Es fa passar aigua fins a obtenir les condicions apropiades de duresa i alcalinitat.

Aquest cas de resina aniònica ens confirma l'existència de l'equilibri entre la qualitat de l'aigua que es tracta i la conductivitat de les regeneracions de les columnes. La regeneració amb àcid clorhídric carrega la resina de forma més pronunciada, per tant el rebuig és més conductor perquè cal menys aigua i temps per regenerar.

6.3.2.2. Columnes NaCl

El corrent d'entrada de la salmorra per la columna de NaCl de calderes B no funcionava correctament. Gràcies a l'anàlisi d'aquesta regeneració es va veure que no funcionava correctament a causa d' un mal estat de la vàlvula de pas del químic. S'agafa la columna A com a representació de les dues. No s'utilitzen les dades de la columna B en aquest aparat però sí s'inclou la taula de valors de les mostres a l'annex.

S'han agafat mostres al llarg de les regeneracions de les columnes i s'ha obtingut les següents figures:

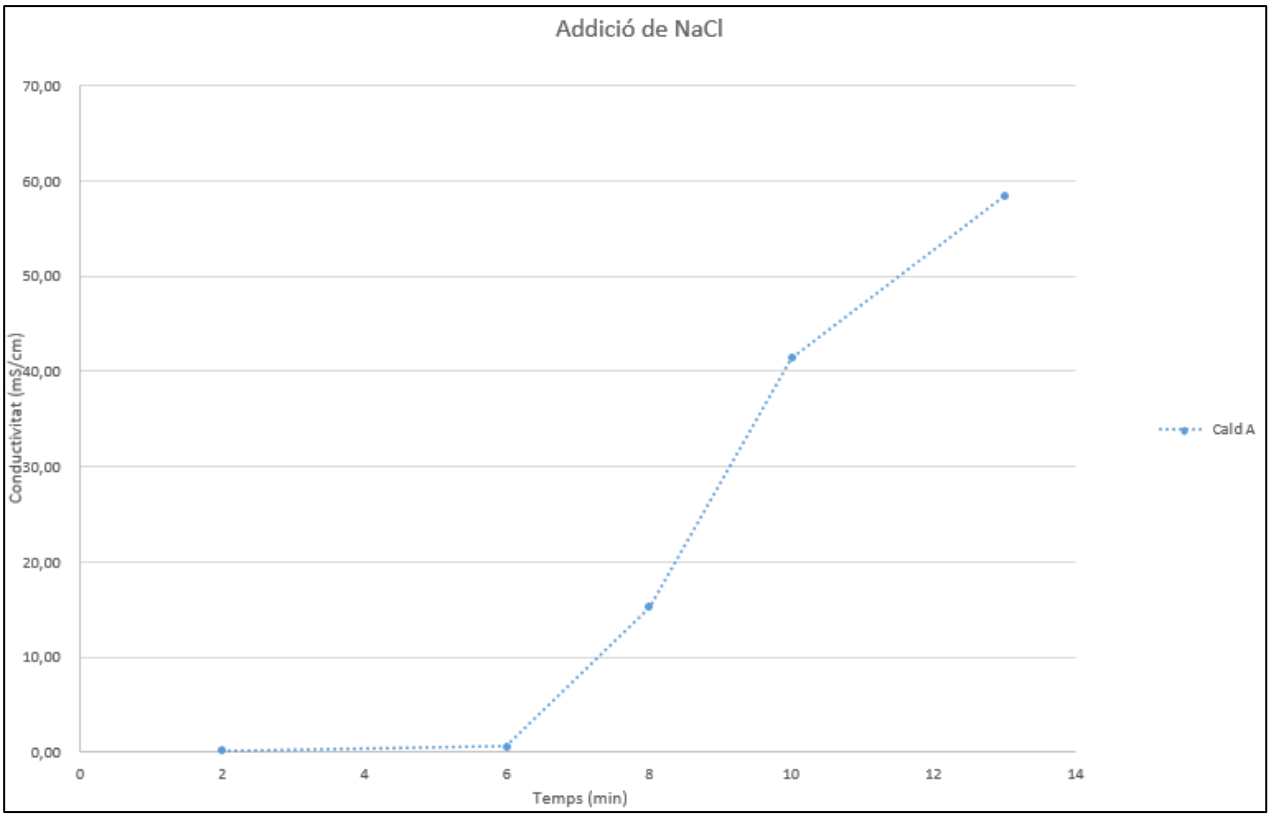


Figura 6.24. Gràfic regeneració columna A etapa addició de salmorra calderes (Font: pròpia)

Aquesta etapa d'addició correspon a la segona etapa de regeneració de les columnes. Com es pot observar a la figura 6.24 la conductivitat augmenta. La dissolució de sal comença a regenerar la resina per l'extrem superior i a mesura que passa el temps va regenerant la resina fins a la part inferior. El que ens surt de rebuig són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de salmorra que la resina no capta (una petita part).

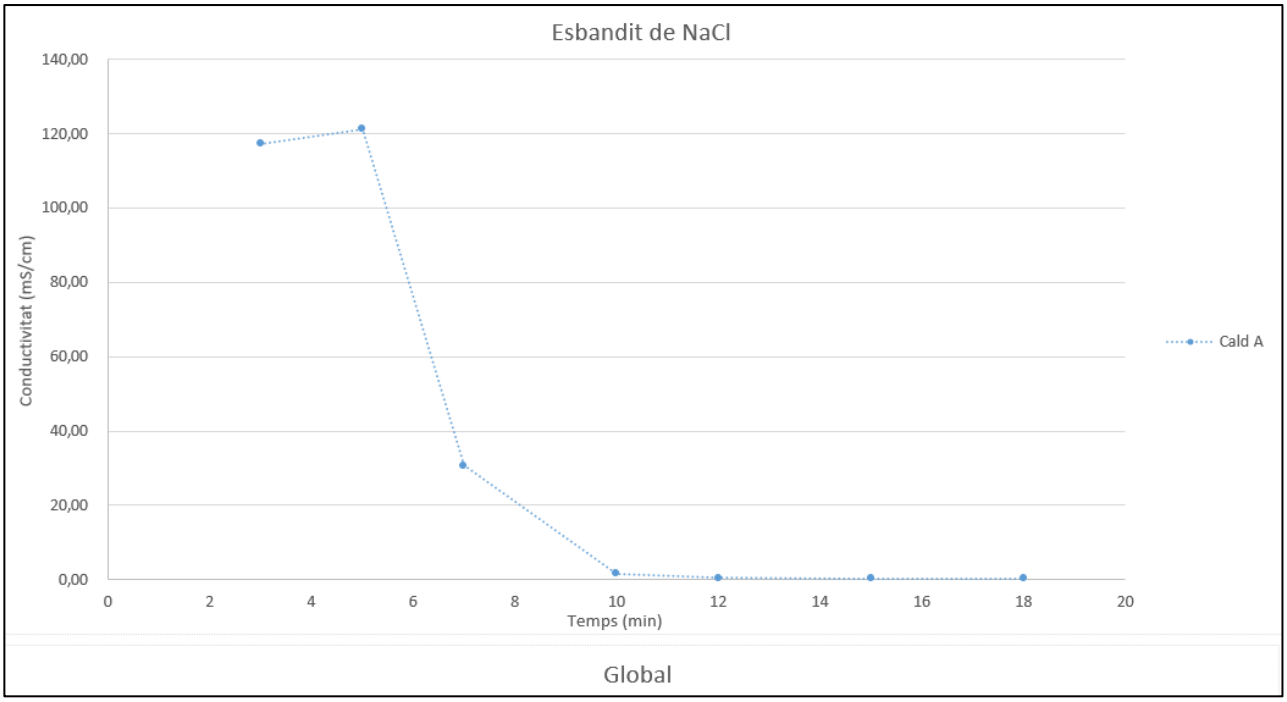


Figura 6.25. Gràfic regeneració columnes etapa esbandit fabricació (Font: pròpia)

Un cop passem a la següent etapa de la regeneració, eliminem l'addició de salmorra i comencem a esbandir l'excés de ions no captats per la resina. Podem comprovar que al començament de l'esbandit la conductivitat segueix augmentant, això és a causa de l'excés de salmorra que ha quedat a la resina. Un cop eliminat l'excés, tornem a valors de conductivitat baixa en uns 5 minuts, temps relativament curt en comparació al temps total de les regeneracions. A la part final es deixa passar aigua per la resina fins que obtenim els valors de duresa demanats pel procés de fabricació.

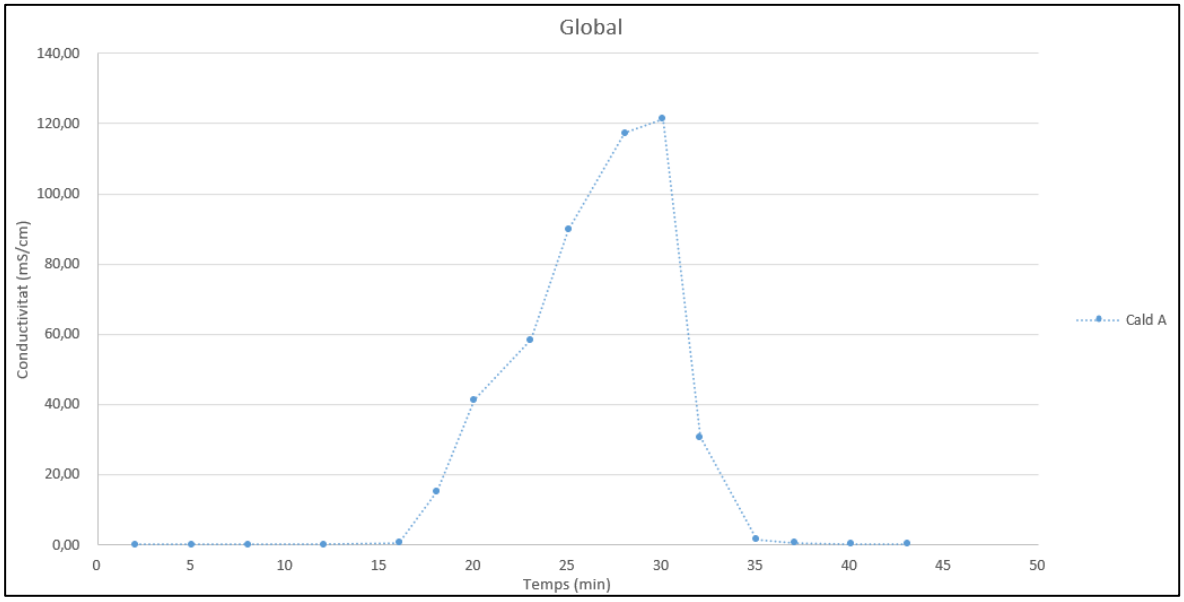


Figura 6.26. Gràfic regeneració columnes fabricació (Font: pròpia)

En aquesta figura 6.26 es pot veure el comportament global de les regeneracions d'aquestes columnes. Es diferencien les tres situacions comentades anteriorment:

1. L'addició de salmorra fa augmentar la conductivitat fent sortir els ions de l'esgotament anterior.
2. La primera part de l'esbandit s'emporta l'excés de salmorra.
3. Es fa passar aigua fins a obtenir les condicions apropiades de duresa.

És clar, que el funcionament d'aquesta columna, és similar a les columnes de fabricació. Queda comprovat l'equilibri entre la qualitat de l'aigua que es tracta i la conductivitat de les regeneracions de les columnes.

6.4. Tractament d'aigua del A2 T

Aquest tractament es fa mitjançant 2 sistemes de columnes de desmineralització que funcionen per intercanvi iònic. Diferenciarem els dos sistemes per filtres del A2 T A i B. Totes les columnes treballen a co-corrent. Cada sistema de tractament consta de tres columnes:

1. Una primera columna d'intercanvi iònic catiònic dèbil (amb HCl).
2. Una segona columna, col·locada entre les tres, d'intercanvi iònic catiònic fort (amb HCl).
3. Una tercera columna, col·locada tot seguit, d'intercanvi iònic aniònic (amb NaOH).

L'aigua que s'obté té les característiques següents (s'ha de tenir en compte que els valors representen una mostra puntual):

Paràmetre	Valor obtingut	Unitats	Mètode	Valor Paramètric
pH	4,64	unitats de pH	Standard Method 4500-H+ B	Min:6,5 Max: 9,5
Conductivitat	13,77	µS/cm	Norma UNE-EN-27888	2500 µS/cm
Calci	<0,01	mg/L Ca	Std Method 3500	---
Bicarbonats	<0,1	mg/L HCO3-	Standard Method 2330	---
Amoni	<0,01	mg/L NH4	Standard Method 4500-NH4 C	0,50 mg/L
Amoníac	<0,001	mg/L NH3	ITC-MMA.EECC-1/06	---
Terbolesa	0,62	UNF	Standard Method 2130B	1 UNF
Olor	1	TON	UNE-EN 1622	3 TON
Sabor	<1	TFN	UNE-EN 1622	3 TNF
Color	<5,0	mg/L	Espectrofotometria-Visible	15 mg/L Pt/Co
Nitrits	<0,05	mg/L NO2-	BOE 196/1987	0,5 mg/L
Recompte de colònies a 22ºC	0	u.f.c/1 mL	UNE-EN ISO 6222	Sense canvis anòmals
Bactèries coliformes	0	u.f.c/100 mL	UNE-EN ISO 9308-1	0 u.f.c./100mL
Escherichia coli	0	u.f.c./100mL	UNE-EN ISO 9308-1	0 u.f.c./100mL

Figura 6.27. Anàlisi d'aigua A2 T (Font: pròpia)

6.4.1. Funcionament

El funcionament d'aquest sistema va ser revisat per l'empresa proveïdora a finals de l'any 2017. Per tant, abans de fer l'anàlisi del funcionament i la presa de mostres, ja se sabia que funcionava de forma correcta. L'estudi realitzat en aquest tractament d'aigua no ha sigut tant específic com en els casos anteriors.

Els sistemes treballen de forma intercalada. En cas que hi hagi un augment de demanda, per part de procés, s'alternarien els sistemes A i B per tal de cobrir les necessitats. Però el funcionament estàndard és treballar amb una columna i deixar preparada la sobrant.

Consta de dues columnes de HCl (dèbil i fort) i una columna de NaOH. Els sistemes de tres columnes tracten un total de 363 m^3/dia d'aigua dels pous de mitja. L'intercanvi iònic fa disminuir la conductivitat 654 µS/cm a causa del canvi de ions tant en les columnes catiòniques com la iònica. L'aigua que en surt és aigua destil·lada (figura 6.27).

A continuació es presenta l'esquema (figura 6.28) d'esgotament de la resina mentre es tracta l'aigua.

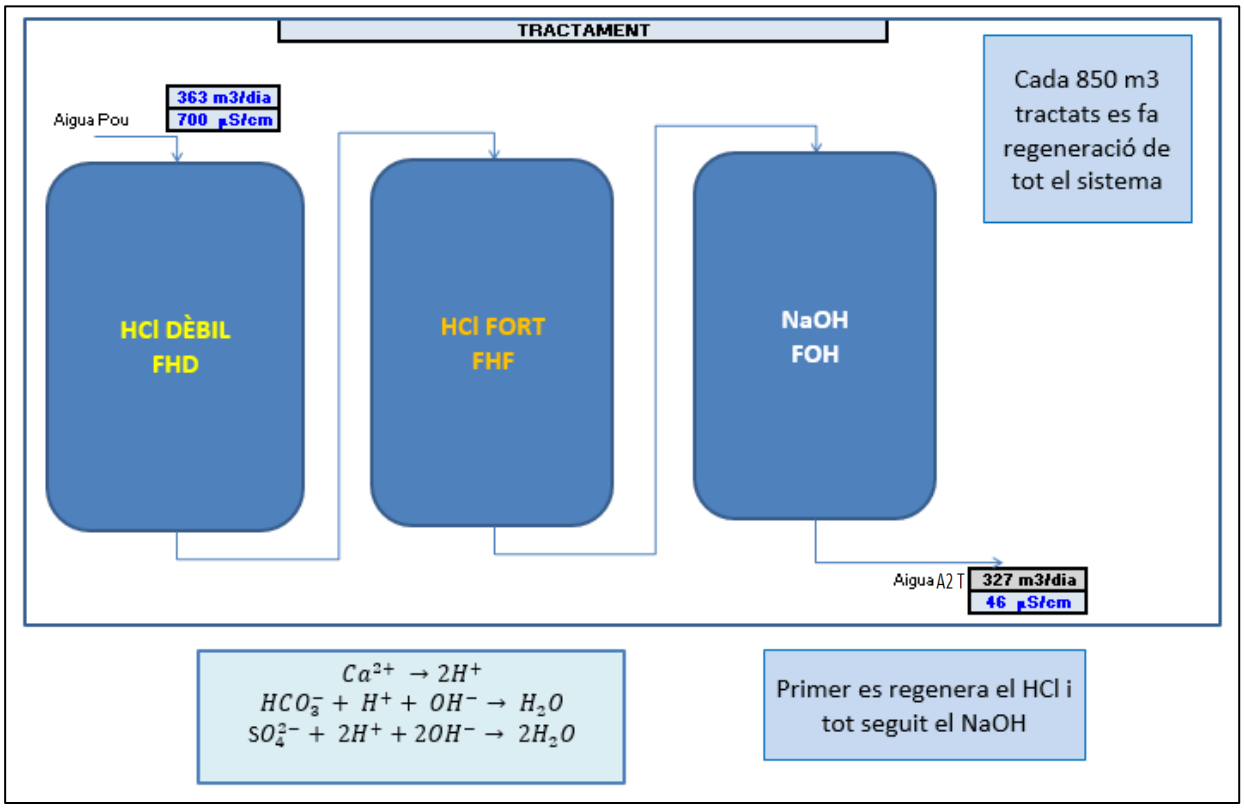


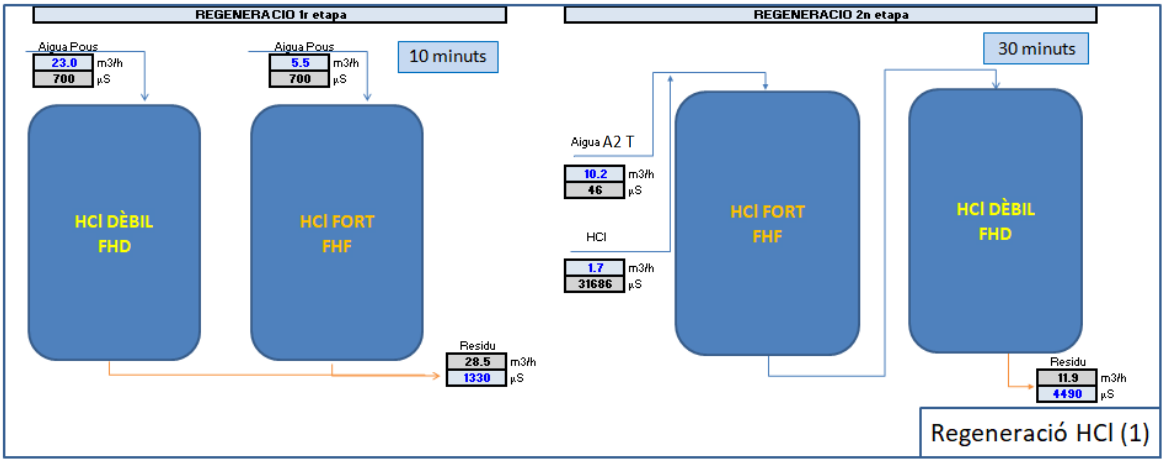
Figura 6.28. Tractament columnes de A2 T (Font: pròpia)

Dels 363 m^3/dia totals d'aigua que es capta dels pous, 327 m^3/dia és aigua tractada del A2 T. La resta d'aquest balanç correspon a les regeneracions de les resines de cada columna. El disseny i l'experiència amb aquest tipus de columna ens permet fer cicles de tractament de 850 m^3. Un cop la columna ha tractat aquest volum d'aigua, les característiques químiques ja no són acceptades pel procés A2 i es passa a fer la regeneració de les resines.

La columna treballa a co-corrent, l'aigua que prové dels pous entra per la part superior de la columna de FHD, travessa la resina de dalt a baix (on es produeix l'intercanvi iònic catiònic dèbil) i el producte s'envia a la columna de FHF on es realitza la mateixa operació però per l'intercanvi iònic catiònic fort. Tot seguit, es fa passar per la columna de NaOH on es realitzarà l'intercanvi iònic aniònic. El que obtenim és anomenat aigua del A2 T i surt per la part inferior de la columna de NaOH. Un cop superats els volums límit d'aigua tractada es fa canvi de sistema i es passa a l'operació de regeneració.

6.4.1.1. Regeneració columnes FHD i FHF de HCl

La regeneració de les comunes d'àcid es resumeix de la següent forma i té una durada total de dues hores i deu minuts.



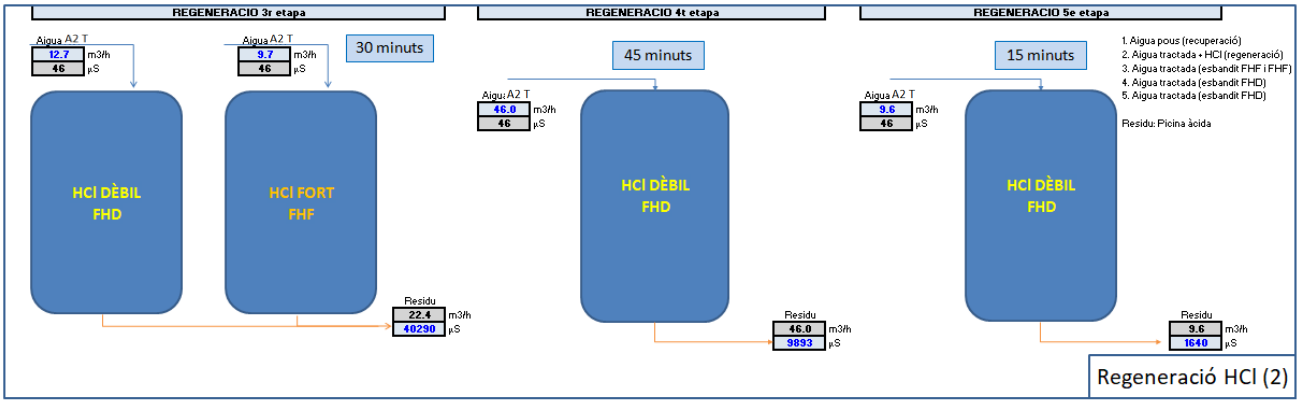


Figura 6.29. Regeneració columnes HCl de A2 T (Font: pròpia)

Consta de cinc etapes:

1. Durant 10 minuts es fa un esponjament de la resina amb un corrent d'aigua dels pous a contra-corrent de 23 m^3/h.
2. Durant 30 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada del A2 T amb un cabal de 10,2 m^3/h juntament amb una dissolució d'àcid clorhídric amb un cabal d'1,7 m^3/h. Aquesta dissolució entra per la columna FHF i el rebuig es fa passar per la columna FHD tot seguit. El rebuig d'aquesta etapa són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de dissolució d'àcid clorhídric (insignificant ja que s'aprofiten la majoria de ions).

3. Durant 30 minuts s'introdueix per la part superior de cada columna aigua tractada del A2 T amb un cabal de 12,7 m^3/h per la columna FHD i 9,7 m^3/h per la columna FHF. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés d'àcid de l'etapa anterior.
4. Durant 45 minuts s'introdueix per la part superior de la columna FHD aigua tractada amb un cabal de 46 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés d'àcid de l'etapa anterior.
5. Aquesta etapa correspon a la mateixa operació que l'anterior però amb un cabal de 9,6 m^3/h per tal d'afinar la columna i obtenir les característiques necessàries de l'aigua pel procés.

Per tant, l'esquema d'aquesta columna es podria resumir en la figura 6.30 següent:

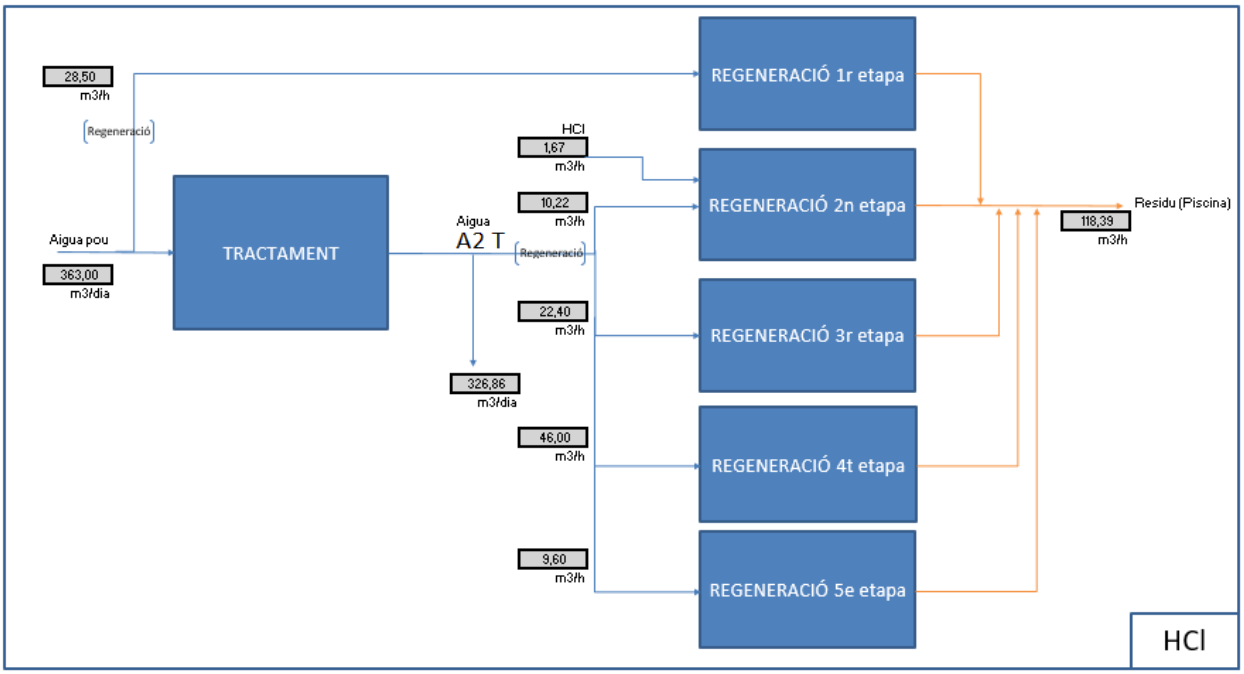


Figura 6.30. Esquema funcionament columnes HCl A2 T (Font: pròpia)

6.4.1.2. Regeneració columnes de NaOH

La regeneració de les comunes d'hidròxid de sodi es resumeix de la següent forma i té una durada total d'una hora i vint-i-cinc minuts.

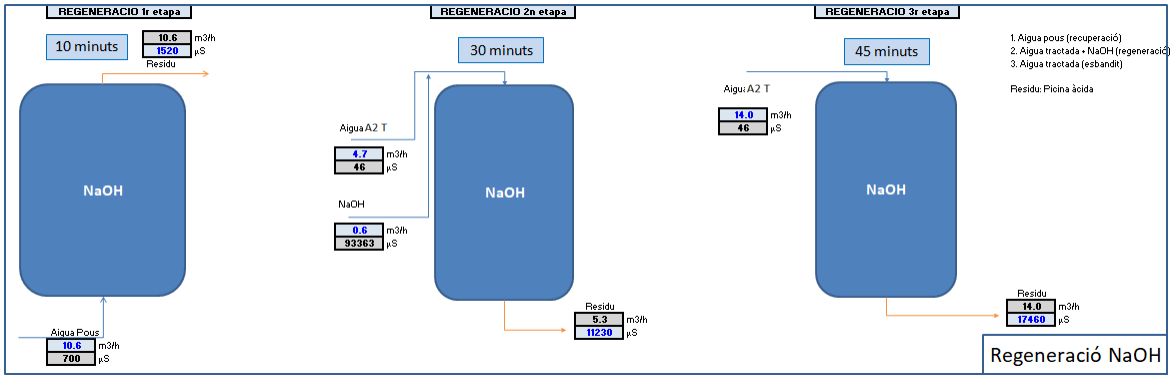


Figura 6.31. Regeneració columnes NaOH del A2 T (Font: pròpia)

Consta de tres etapes:

1. Durant 10 minuts es fa un esponjament de la resina amb un corrent d'aigua dels pous a contra-corrent de 10,6 m^3/h.
2. Durant 30 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada del A2 T amb un cabal de 4,7 m^3/h juntament amb una dissolució de sosa amb un cabal de 0,6 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de dissolució de sosa.
3. Durant 45 minuts s'introdueix per la part superior aigua tractada amb un cabal de 14 m^3/h. El rebuig d'aquesta etapa està format per l'excés de sosa de l'etapa anterior.

Per tant, l'esquema d'aquesta columna es podria resumir en la figura 6.32 següent:

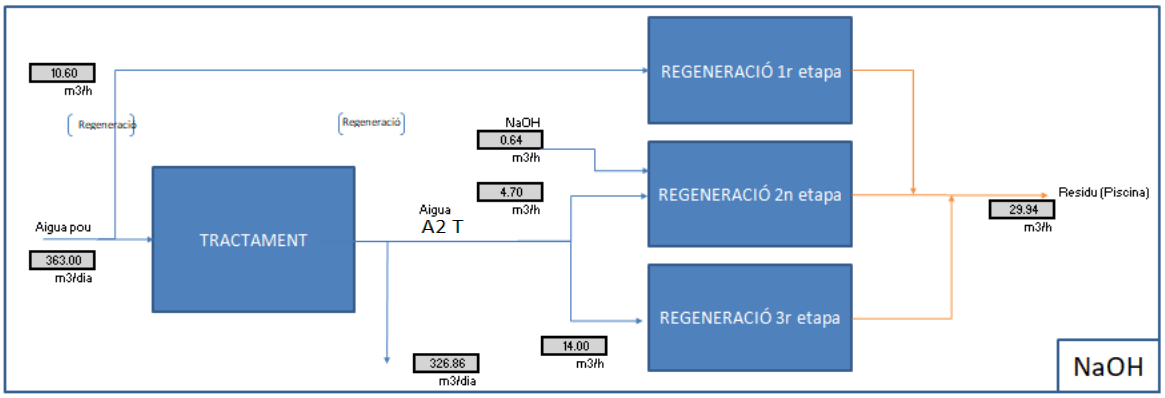


Figura 6.32. Esquema funcionament columnes NaOH del A2 T (Font: pròpia)

6.4.2. Mostreig

Com s'ha comentat, el funcionament de la columna ja es sap que és l'adequat i el correcte, per tant, només s'han agafat mostres del sistema de columnes B.

6.4.2.1. Columnes FHD i FHF de HCl

S'han agafat mostres al llarg de la regeneració de les columnes FHF i FHD B i s'ha obtingut la següent figura 6.33:

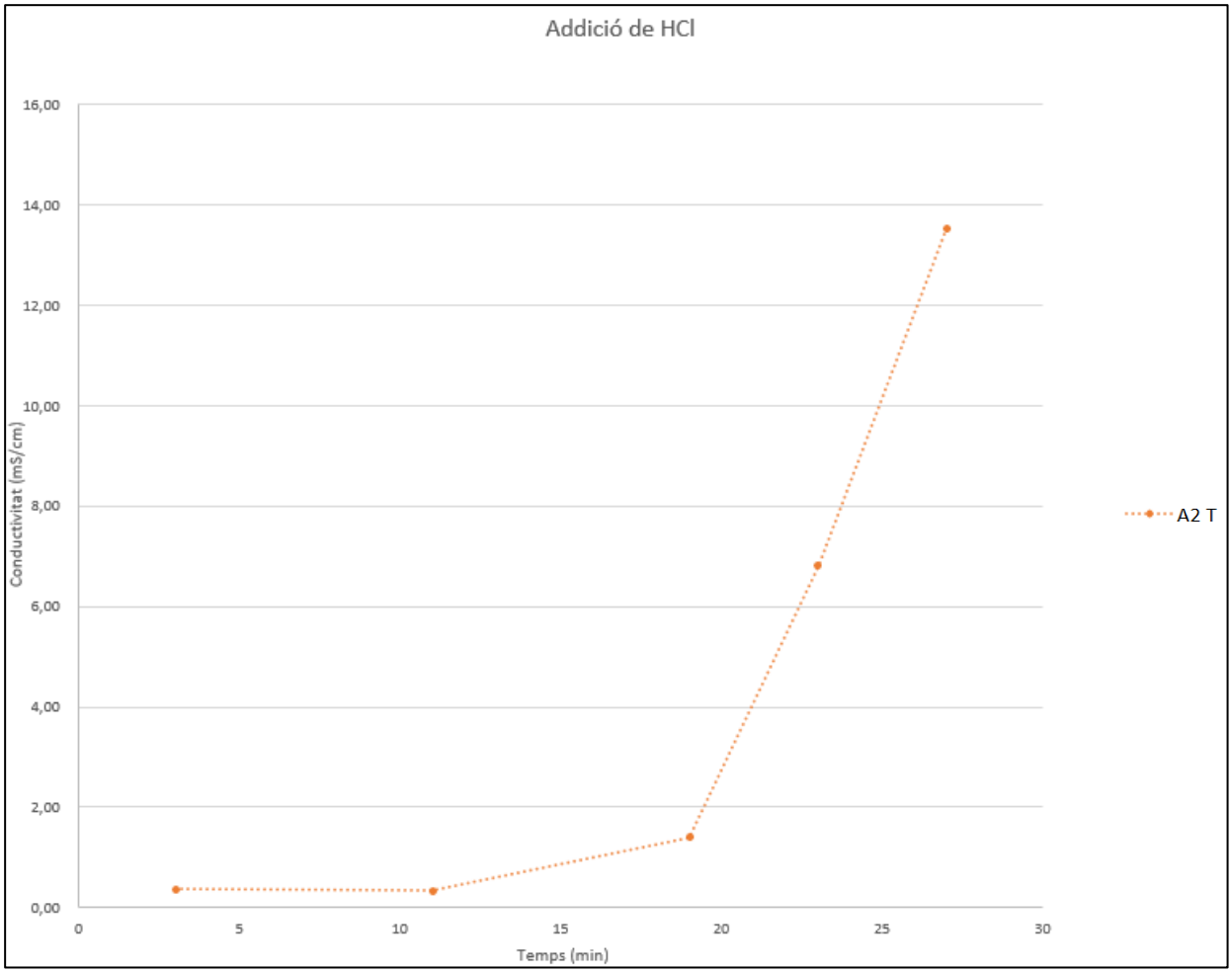


Figura 6.33. Gràfic regeneració columnes FHD i FHF etapa addició de HCl A2 T (Font: pròpia)

Aquesta etapa d'addició correspon a la primera etapa de la regeneració de les columnes d'àcid. Com es pot observar a la figura 6.33 la conductivitat augmenta. La dissolució de l'àcid comença a regenerar la resina per l'extrem superior de la columna FHF i a mesura que passa el temps va regenerant la resina fins a la part inferior. El rebuig d'aquesta s'aprofita per regenerar la columna FHD de la mateixa forma. El que surt de rebuig són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés d'àcid que la resina no capta (una part insignificant).

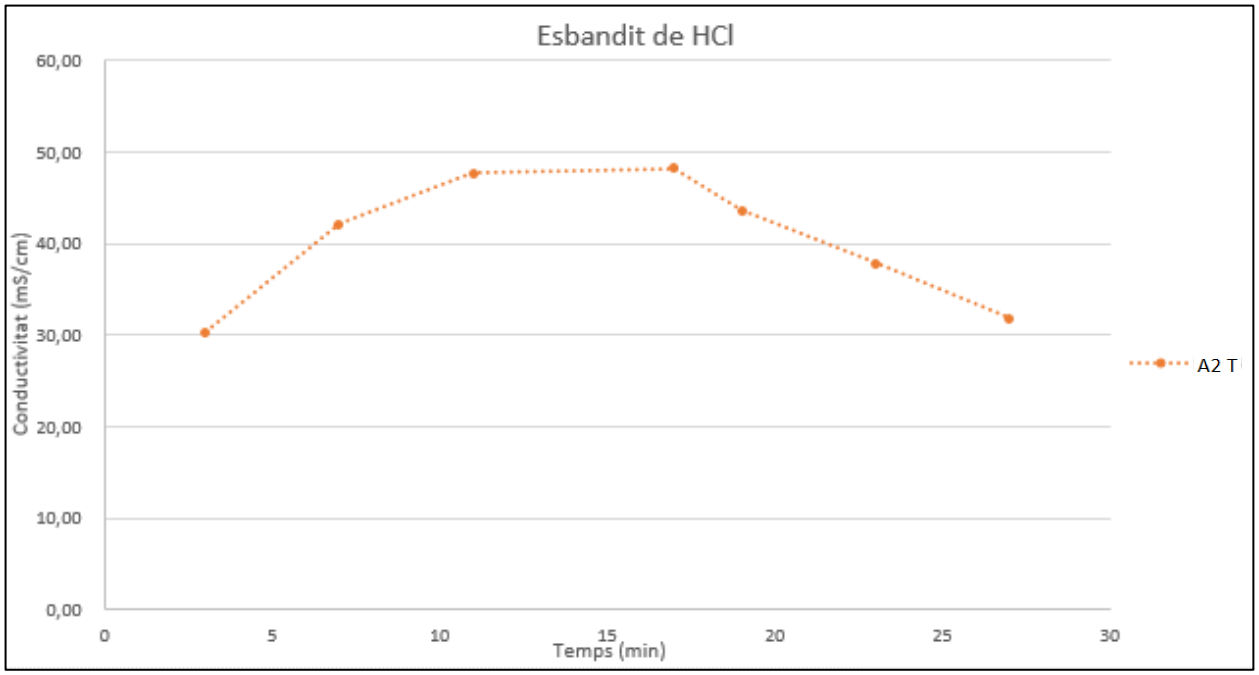


Figura 6.34. Gràfic regeneració columnes HCl etapa esbandit A2 T (Font: pròpia)

Un cop passem a la següent etapa de la regeneració, eliminem l'addició d'àcid i comencem a esbandir l'excés de ions no captats per la resina. Podem comprovar que al començament de l'esbandit la conductivitat segueix augmentant, això és a causa de l'excés d'àcid que ha quedat a la resina.

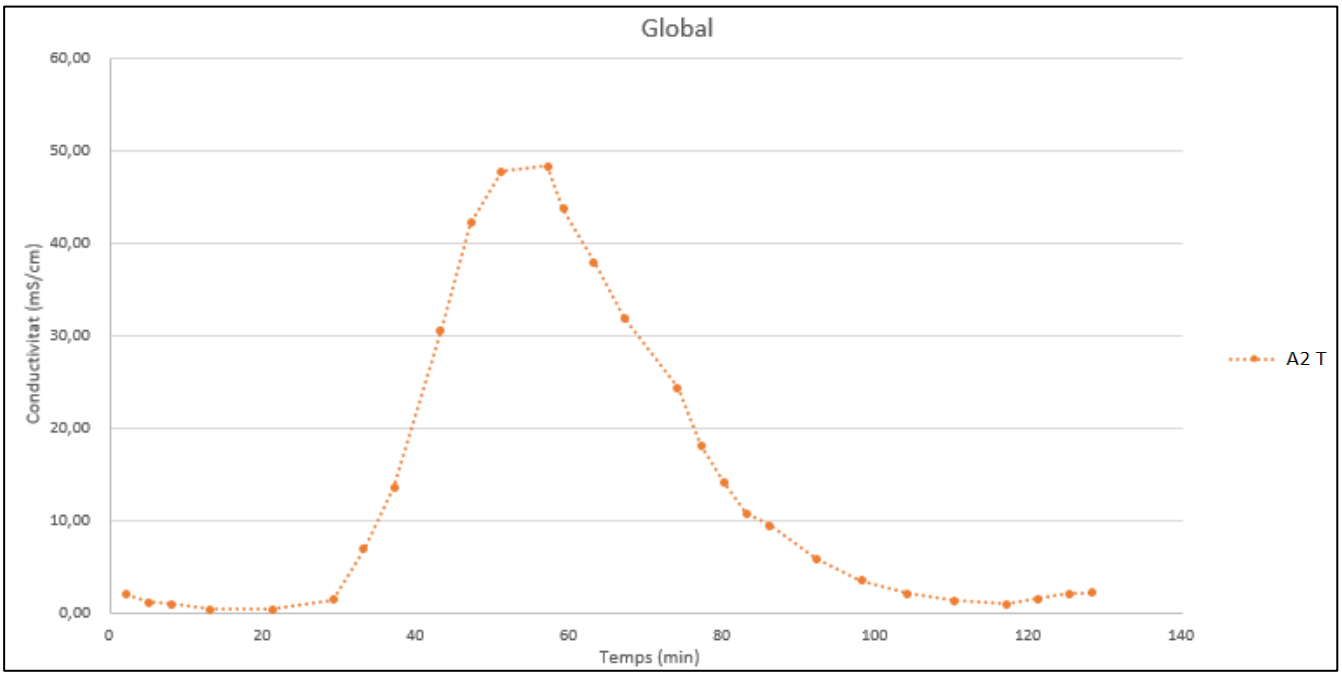


Figura 6.35. Gràfic regeneració columnes HCl A2 T (Font: pròpia)

Un cop eliminat l'excés, tornem a valors de conductivitat baixa en uns 45 minuts, temps molt elevat en comparació al temps de les columnes vistes amb anterioritat. A la part final es deixa passar aigua per la resina fins que obtenim les característiques de l'aigua demanada pel procés de A2.

En comparació a les resines catiòniques de fabricació i calderes analitzades anteriorment (a la pàgina núm 23), aquest cas té pendents molt menys pronunciades, per tant el temps de regeneració és molt més alt, el consum d'aigua major i, per tant, el rebuig molt menys conductor a l'estar menys concentrat en sals.

A la figura 6.35 es pot veure el comportament global de les regeneracions d'aquestes columnes d'àcid. Es diferencien les tres situacions comentades anteriorment:

1. L'addició d'àcid fa augmentar la conductivitat fent sortir els ions de l'esgotament anterior.
2. La primera part de l'esbandit s'emporta l'excés d'àcid.
3. Es fa passar aigua fins a obtenir les condicions apropiades de duresa i alcalinitat.

Aquest cas de resina catiònic ens confirma l'existència de l'equilibri entre la qualitat de l'aigua que es tracta i la conductivitat de les regeneracions de les columnes. Un desmineralitzador elimina la totalitat de les sals dissoltes, per tant, el rebuig conté moltíssimes sals. Però com s'ha vist en els casos anteriors, com més sals dissoltes hem d'eliminar, més aigua s'utilitza i, per tant, menys conductor és

el rebuig. L'equilibri entre la qualitat de l'aigua tractada i la conductivitat del rebuig es regeix per una línia molt fina.

6.4.2.2. Columnes FOH de NaOH

S'han agafat mostres al llarg de la regeneració de la columna FOH B i s'ha obtingut la següent figura 6.36:

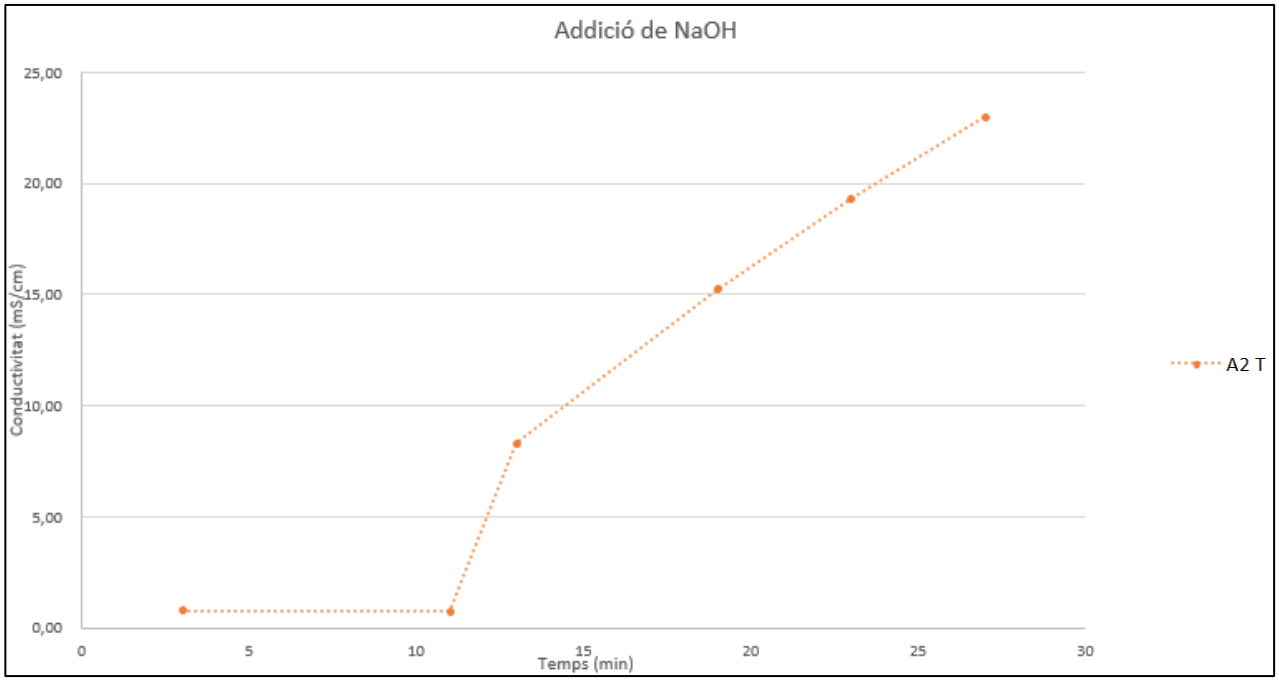


Figura 6.36. Gràfic regeneració columna B etapa addició de NaOH A2 T (Font: pròpia)

Aquesta etapa d'addició correspon a la segona etapa de la regeneració de la columna d'hidròxid de sodi. Com es pot observar a la figura 6.36 la conductivitat augmenta. La dissolució de NaOH comença a regenerar la resina per l'extrem superior de la columna i a mesura que passa el temps va regenerant la resina fins a la part inferior. El que surt de rebuig són els ions captats en l'esgotament anterior i l'excés de químic que la resina no capta (una part insignificant).

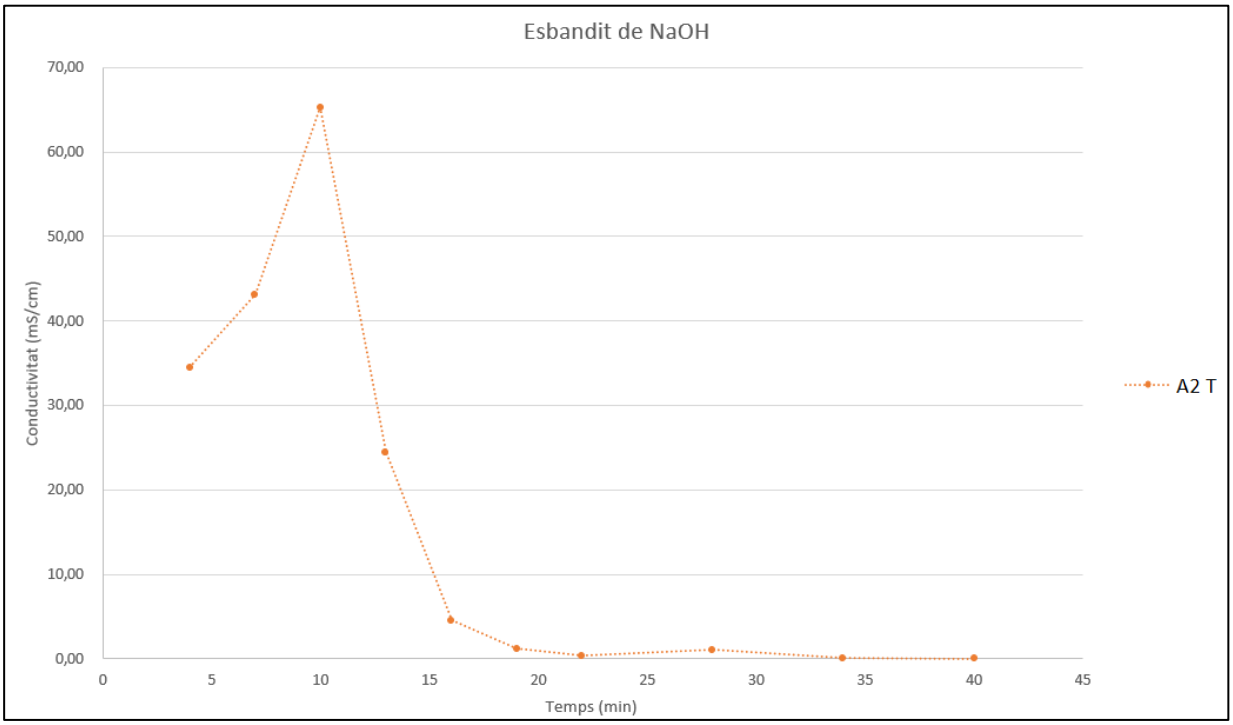


Figura 6.37. Gràfic regeneració columna B etapa esbandit A2 T (Font: pròpia)

Un cop passem a la següent etapa de la regeneració, eliminem l'addició de NaOH i comencem a esbandir l'excés de ions no captats per la resina. Podem comprovar que al començament de l'esbandit la conductivitat segueix augmentant, això és a causa de l'excés que ha quedat a la resina.

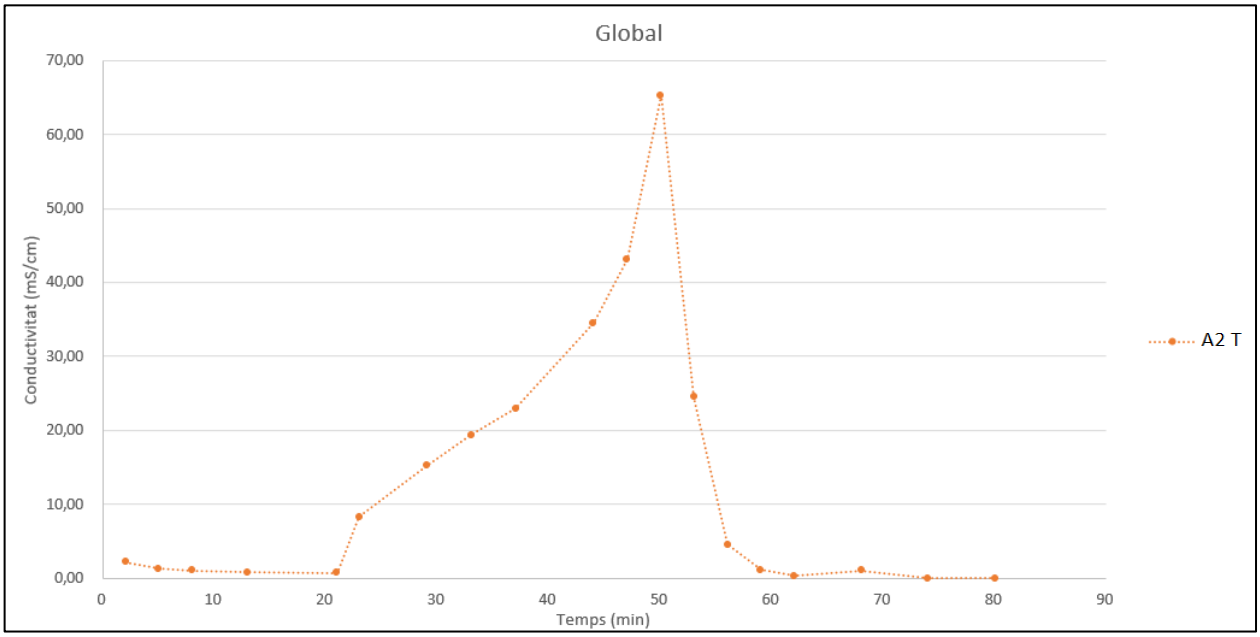


Figura 6.38. Gràfic regeneració columnes NaOH A2 T (Font: pròpia)

Un cop eliminat l'excés, tornem a valors de conductivitat baixa en uns 10 minuts, temps poc elevat en comparació al temps de les columnes vistes amb anterioritat. A la part final es deixa passar aigua per la resina fins que obtenim les característiques de l'aigua demanada pel procés de A2.

En comparació a les resines aniòniques de calderes analitzades anteriorment (a la pàgina núm 32), aquest cas és molt similar, el pic és molt pronunciat, per tant es necessita menys aigua que les resines catiòniques.

A la figura 6.38 es pot veure el comportament global de les regeneracions d'aquestes columnes d'hidròxid de sodi. Es diferencien les tres situacions comentades anteriorment:

1. L'addició del químic augmenta la conductivitat fent sortir els ions de l'esgotament anterior.
2. La primera part de l'esbandit s'emporta l'excés d'àcid.
3. Es fa passar aigua fins a obtenir les condicions apropiades de duresa i alcalinitat.

Per tant, sent conscients que el funcionament d'aquestes columnes del A2 T és bo, aquesta anàlisi ens permet comparar amb les columnes de fabricació i calderes i predir si el seu funcionament també és adequat.

6.5. Funcionament global de les resines

Després de l'anàlisi feta als tractaments d'aigua a fàbrica, podem concloure que el seu funcionament és correcte. La comparació dels funcionaments amb els manuals de les columnes i les diverses reunions amb l'empresa proveïdora dels sistemes d'intercanvi iònic avalen l'estudi realitzat per l'estudiant. Els únics punts a millorar són la reparació de la vàlvula d'entrada de salmorra de la columna B de calderes i l'excés de consum d'aigua en l'última etapa de les regeneracions de les columnes A i B de fabricació. Que no s'ha modificat, ja que la conductivitat augmentaria.

Per tant, l'origen de les altes conductivitats sí que són deguts a les altes conductivitats d'aquests tractaments d'aigua, però aquests tractaments funcionen de la millor forma possible. Això comporta que s'ha de reduir les altes conductivitats amb una nova estratègia.

Per acabar aquest estudi de les columnes d'intercanvi iònic s'ha examinat el cost anual del seu funcionament:

BALANÇ ECONÒMIC ANUAL

		Fabricació	Calderes	A2 T		
	Total aigua captada	889.812 €	290.466 €	215.622 €	1.395.900 €	
	Total aigua tractada	---	---	---	---	
	Pèrdues teòriques	---	---	---	---	
Neteges de filtres	H2O	24.381 €	20.187 €	17.548 €	---	
	NaCl	24.883 €	816 €	---	25.699 €	
	HCl	---	18.719 €	15.326 €	34.045 €	
	NaOH	---	---	8.015 €	8.015 €	
	Purgues	---	79.200 €	---	79.200 €	
	Energia	0 €	0 €	0 €	0 €	
					1.542.859 €	**TOTAL a l'any**
	Subtotal	914.695 €	389.201 €	238.963 €		
	Subtotal (Fab i Cald)	**1.303.896 €**				

Cost pou	1,8	€/m3
Cost neteja	1,8	€/m3
Cost NaCl	26	€/m3
Cost HCl	145	€/m3
Cost NaOH	175	€/m3
Cost purgues	1,8	€/m3

Figura 6.39. Balanç econòmic anual tractaments d'aigua (Font: pròpia)

A partir dels consums d'aigua del *water map*, el nombre de regeneracions de les resines anuals i el cost de cada element s'ha calculat el cost total anual dels tractaments d'aigua. No s'han tingut en compte els costs dels operaris, ja que els equips són automàtics i no hi ha operaris dedicats exclusivament al funcionament d'aquests equips. Tampoc hi ha cap cost d'energia, ja que aquesta és creada a fàbrica mitjançant turbines. Les dades d'aquests càlculs es troben a l'annex (a la pàgina núm 135).

7. Osmosi inversa

Per tal d'entendre la posada en marxa de l'equip d'osmosi inversa que s'ha instal·lat per aprofitar aigua residual, s'ha d'estudiar aquests equips per saber com funcionen i quin rendiment li podrem treure. D'aquesta forma es podrà simular els diferents escenaris que es crearan per resoldre el problema de la conductivitat alta en el cicle de l'aigua.

7.1. Fonament teòric

7.1.1. Principi d'osmosi

El procés d'osmosi és un fenomen natural que es produeix en les cèl·lules dels éssers vius, pel qual dues solucions de diferent concentració salina posades en contacte a través d'una membrana semipermeable tendeixen a igualar les seves concentracions. Per a això es produeix un moviment des de la solució més diluïda cap a la més concentrada, que s'atura quan s'arriba a un equilibri entre les dues concentracions.

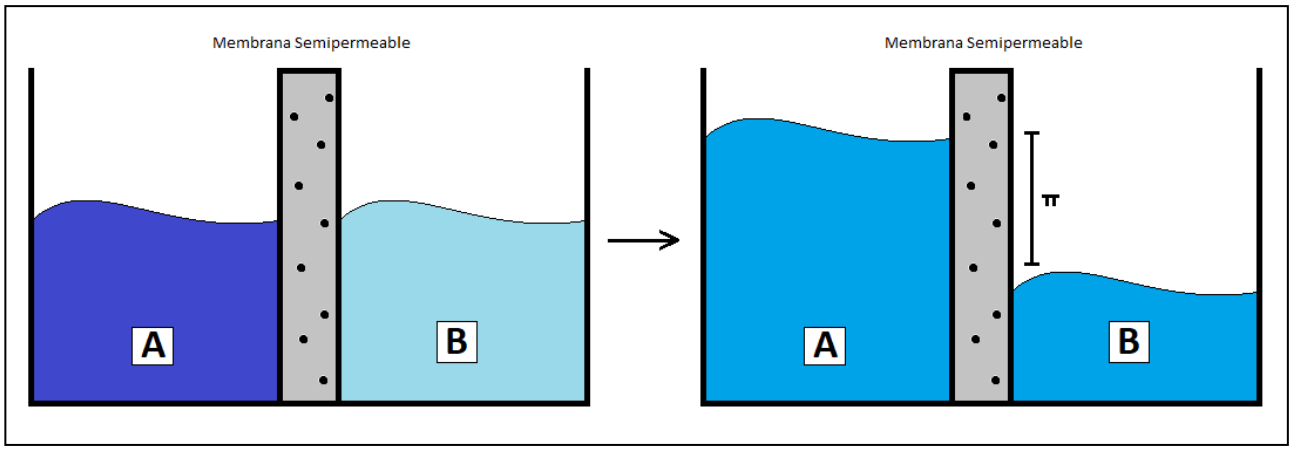


Figura 7.1. Representació principi d'osmosi (Font: pròpia)

La força que produeix aquest moviment es coneix com a pressió osmòtica i està relacionada amb la pressió de sals a l'interior de les dues solucions. Quan dues solucions de diferent concentració o salinitat estan col·locades en dos recipients separats per una membrana semipermeable (permeable a l'aigua, no a les sals) es produeix un moviment a través de la membrana des de la solució més diluïda a la més concentrada com es pot observar a la figura 7.1, que s'atura quan s'arriba a un desnivell entre els dos recipients, que correspon a la pressió osmòtica de la solució més concentrada, o més pròpiament a la diferència de pressions osmòtiques de les dues solucions.

7.1.2. Procés d'osmosi inversa

Si invertim el principi d'osmosi aplicant una pressió en el recipient de la solució més concentrada, el moviment es produeix des d'aquesta cap a la més diluïda aconseguint una posició d'equilibri com podem observar a la figura 7.2.

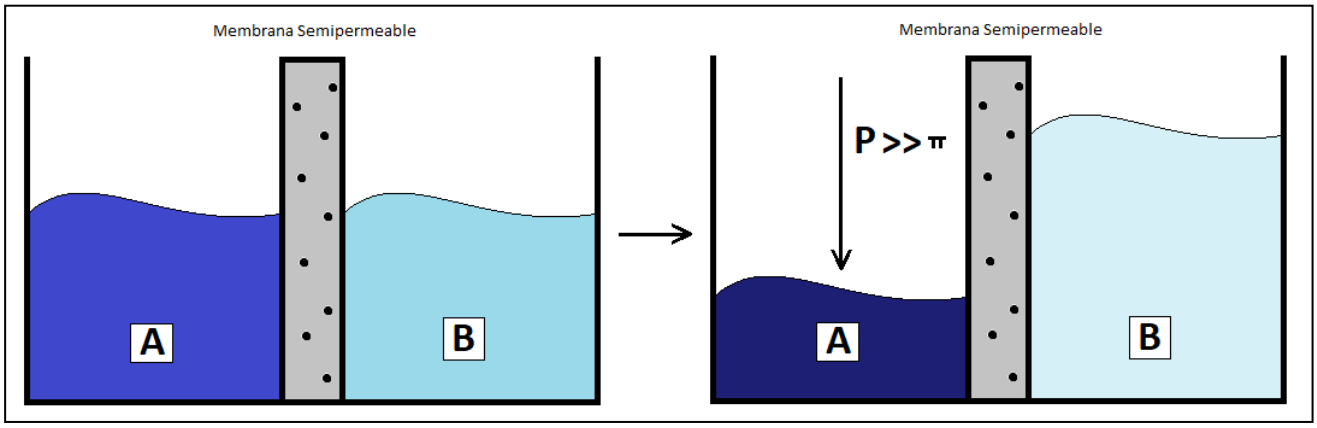


Figura 7.2. Representació osmosi inversa (Font: pròpia)

L'alçada que arriba la solució en el nou equilibri és funció de la pressió aplicada, de les característiques de la membrana i de les concentracions de les dues solucions. Aquest procés és el que constitueix l'osmosi inversa.

El procés descrit es nomena osmosi inversa perquè per aconseguir un flux de solvent a través de la membrana cal exercir com a mínim una pressió suficient per vèncer la pressió osmòtica de la solució. No obstant això, en la pràctica, no cal vèncer la pressió osmòtica de la solució d'alimentació, sinó només la diferència de pressió osmòtica entre les solucions d'alimentació i producte. Aquesta pressió depèn del flux d'aigua a través de la membrana i canvia de zero fins a un límit donat per les característiques de la membrana.

Amb les membranes es pot produir flux amb diferències de pressió que són petites comparades amb la pressió osmòtica de la solució d'alimentació, però el cabal dessalat és en aquestes circumstàncies, pràcticament menyspreable.

Si s'analitzen les diferents fases d'aquest procés, es veu que els elements fonamentals per poder reproduir aquest fenomen a escala industrial el constitueixen la bomba necessària per aplicar la pressió i la membrana capaç de realitzar la separació de sals.

L'element que diferència l'osmosi inversa d'altres processos és la membrana, la qual ha de reunir les següents característiques:

- Resistència a les pressions que se sotmet la solució per invertir el procés.
- Permeable a l'aigua perquè el flux que proporciona sigui elevat.
- Rebuig d'un elevat percentatge de sals perquè el producte sigui de bona qualitat.

Les membranes d'osmosi inversa són molt sensibles a les partícules sòlides que pugui haver-hi en la dissolució a tractar, per tant, i de forma quasi obligada, abans d'un equip d'osmosi inversa sempre trobarem instal·lat un sistema de filtració (ultrafiltració, nanofiltració...) per eliminar qualsevol partícula sòlida i no posar en perill el funcionament de l'osmosi inversa.

7.1.3. Aplicacions industrials i alimentaries

7.1.3.1. Industrials

7.1.3.1.1 Producció d'aigües d'alta qualitat

Consta de dos tipus de produccions d'aigua:

- Producció d'aigua desmineralitzada on les membranes de baixa pressió eliminen la major part de les sals en l'aigua, finalitzant la seva desmineralització total amb l'intercanvi iònic.
- Producció d'aigua ultra pura on a més d'eliminar les sals en l'aigua i una gran varietat de substàncies orgàniques, també depura microorganismes aconseguint una aigua ultra pura.

7.1.3.1.2 Sistemes de refrigeració

Les grans indústries que tenen processos a altes temperatures es veuen obligats a fer servir sistemes de refrigeració per alliberar aquesta calor dels equips industrials. El mitjà d'aquest canvi energètic és l'aigua. Per tal d'aprofitar el màxim possible aquest recurs natural, s'utilitzen equips d'osmosi inversa per poder reutilitzar aquesta aigua i disminuir el consum i l'extracció en el medi, reduint també l'impacte ambiental. S'aprofita tanta aigua com es pot fins que factors com la salinitat o la resistència a la corrosió dels equips industrials ho permet.

7.1.3.1.3 Pintat pelectrodeposició

Hi ha processos de pintat que utilitza partícules de pintura elèctricament carregades dissoltes en aigua. En aquests processos l'osmosi inversa s'encarrega de separar l'aigua dels banys de pintura sobrants per diluir pintures en processos posteriors o rentar els equips. El rebuig de l'osmosi també s'utilitza per recircular la pintura, sals i altres components al mateix o altres banys de pintura i mantenir la salinitat de les piscines constant.

7.1.3.1.4 Tintat de fibres tèxtils

La indústria tèxtil té elevats consums d'aigua pels processos de tintat de les fibres. Per aquesta raó és important per la indústria poder disminuir els consums d'aigua. Els equips d'osmosi inversa permeten recircular els productes químics pels processos de tintat usats en els banys i, per altra banda, reutilitzar l'aigua generada per dissolucions, neteges, etc.

7.1.3.1.5 Fabricació de catalitzadors

Per la fabricació de catalitzadors s'utilitzen metalls com l'alumini i el níquel que queden dissolts en els residus del procés. En aquest cas, l'osmosi inversa i la prèvia ultrafiltració, permeten recuperar la matèria primera del procés i reutilitzar l'aigua separada.

7.1.3.1.6 Fabricació de paper fotogràfic

El procés de creació de paper fotogràfic es fa amb materials d'alt cost com la plata i l'aigua d'alta qualitat. Els efluents amb un contingut en plata de l'ordre de les 30 ppm, són enviats cap a unes membranes d'osmosi inversa que presenten un rebuig mitjà del tiosulfat de plata del 99,7%. El permeat és recirculat de nou al procés. El rebuig de l'osmosi, amb un contingut en plata de 220 a 570 ppm, és sotmès a un tractament per precipitar la plata.

7.1.3.2. Alimentaries

7.1.3.2.1 Fabricació de fècula de patata

El rebuig creat en el procés de fècula de patata té un alt contingut en proteïnes. Un procés d'ultrafiltració seguit d'una osmosi inversa permeten aprofitar aquestes proteïnes fent-les precipitar. Posteriorment el rebuig és tractat en plantes d'aigües residuals urbanes i plantes d'alta càrrega.

7.1.3.2.2 Concentrat de sucs de fruites

Els sucs de fruita contenen un alt percentatge d'aigua. Per poder concentrar-los, sense utilitzar procediments a altes temperatures on es perden els aromes i les vitamines, i poder reduir, d'aquesta forma, els costos de producció i energètics, s'utilitzen equips d'osmosi inversa.

7.1.3.2.3 Concentrats de sucs ensucrats

El concentrat dels sucs ensucrats es fa mitjançant evaporació. Aquest sistema té un gran cost energètic. Els equips d'osmosi inversa són instal·lats prèviament per extreure una gran part d'aquesta aigua i reduir els costos energètics de l'evaporació.

7.1.3.2.4 Concentrat de la clara d'ou

L'osmosi inversa conserva totes substàncies solubles del concentrat, en aquest cas el producte (glucosa). Es redueixen els costos d'assecament i millora la qualitat del producte.

7.1.3.2.5 Estabilització de vins

Per eliminar el tartrat potàssic que disminueix el valor del vi ja, que precipita i fica en perill la seva conservació, s'utilitza l'osmosi inversa per eliminar aquest component i concentrar el vi.

7.1.3.2.6 Fabricació de cervesa amb baix contingut en alcohol

Per produir cervesa sense alcohol de qualitat, es produeix cervesa normal a partir de fermentació i després s'elimina l'alcohol. Aquest procés d'eliminació d'alcohol es fa amb osmosi inversa, ja que algunes membranes retenen les molècules d'etanol.

7.2. Planta pilot RO

Per tal d'agafar coneixements amb els equips d'osmosi inversa s'ha treballat amb una planta pilot que ha permès entendre el funcionament d'aquests equips i tenir una previsió del que s'obtindrà quan es posi en marxa l'equip instal·lat.

Els valors mitjans de les dades que s'han recopilat (contingudes a l'annex a la pàgina núm 135) són els següents:

ALIMENTACIÓN RO						PERMEADO RO				RECHAZO RO					PRESIONES		
PRESIÓN ANTES DE PREFILTRO (bar)	PRESIÓN POST DE PREFILTRO (bar)	pH	CONDUCT. (mS/cm)	TEMP. (°C)	CAUDAL ALIMENT. (L/hr)	CAUDAL PERMEADO (L/hr)	pH	CONDUCT. (uS/cm)	TEMP. (°C)	CAUDAL RECHAZO (L/hr)	pH	CONDUCT. (uS/cm)	TEMP. (°C)	REDOX (mv)	PRESIÓN ALTA-PRESIÓN (bar)	PRESIÓN ENTRADA FILTROS (bar)	1PR-06 PRESIÓN RECHAZO (bar)
1,6	1,5	7,3	5,1	24,6	1023,1	392,9	6,4	77,4	26,0	257,6	7,2	12,5	26,4	118,3	10,1	11,5	9,8

Figura 7.3. Taula valors mitjans planta pilot RO (Font: pròpia)

Aquesta planta (figura 7.4) ha permès orientar les dades i característiques tant del permeat com del concentrat de l'equip real.

Figura 7.4. Planta pilot RO (Font: pròpia)

La distribució de l'equip de la planta pilot és el següent:

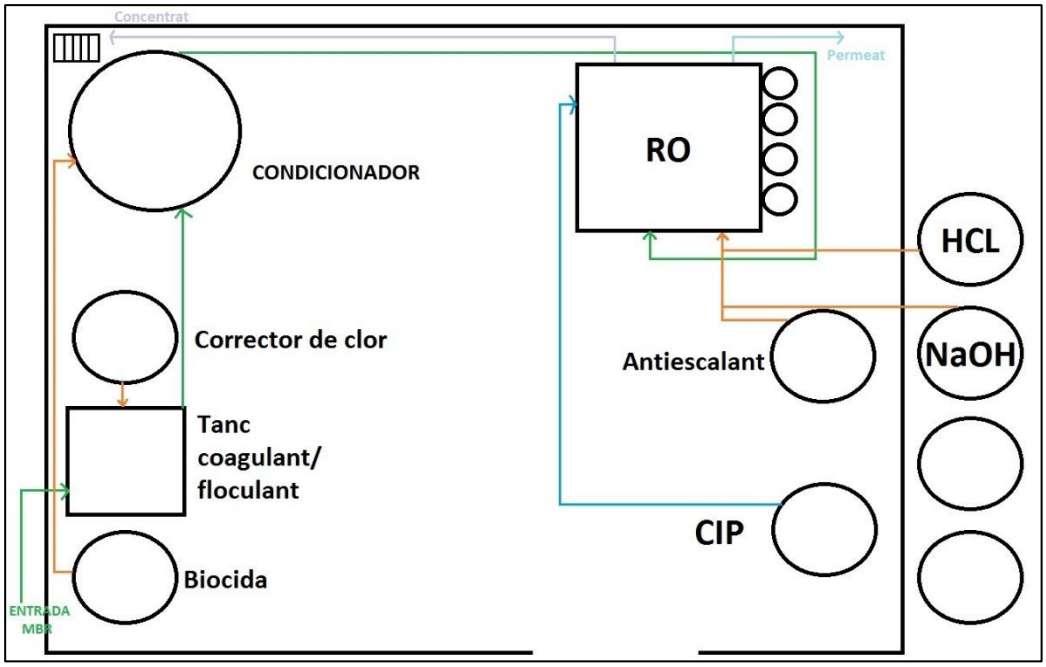


Figura 7.5. Esquema planta pilot RO (Font: pròpia)

L'entrada de l'aigua provinent del MBR (ETP) passa pel tanc on s'introdueix l'agent químic corrector de clor i, si cal, s'introduiria algun component químic ocasional. A continuació es trasllada al condicionador, on es barreja amb el biocida i es prepara per entrar a la RO. Un cop a la RO i després addicionar l'àcid clorhídric (HCl) i l'antiescalant (evita incrustacions), la bomba i els filtres separen el

rebuig del permeat. El dipòsit CIP s'encarregarà de rentar els filtres. Tot el rebuig sobrant anirà per la línia de rebuig.

Figura 7.6. Tanc coagulant/floculant planta pilot RO (Font: pròpia)

La funció d'aquest tanc és barrejar l'aigua provinent del MBR amb el biocida. També s'utilitzarà si s'hagués d'introduir algun altra agent químic ocasional. S'haurà de controlar que la canonada d'entrada no tingui fissures ni fugues (groga). Mitjançant una bomba de submergit, es transporta el contingut del tanc, per la canonada verda, fins al condicionador. Si el contingut en sòlids és alt (més de 5mg/L) seria necessari un tractament previ de floculació.

Figura 7.7. Tanc condicionador planta pilot RO (Font: pròpia)

L'objectiu d'aquest tanc és condicionar l'aigua per a la RO. En aquest tanc s'addiciona l'agent biocida. Conté una bomba submergible per transportar la barreja al sistema de RO.

Figura 7.8. Osmosi inversa planta pilot RO (Font: pròpia)

L'aigua del condicionador entra pel costat dels filtres. Abans d'entrar en el sistema, es prenen 3 dades mitjançant uns sensors; conductivitat, temperatura i potencial redox. El potencial redox ens indica si hi ha clor lliure a l'aigua (valors superiors a 300 mV indica presència de clor). A l'entrada s'utilitza un

filtre de cartutx per eliminar residus sòlids que puguin trobar-se en els equips anteriors. Abans que l'aigua entri a la bomba, se li afegeixen els agents químics àcid clorhídric i antiescalant per no danyar els filtres en treballar a alta pressió.

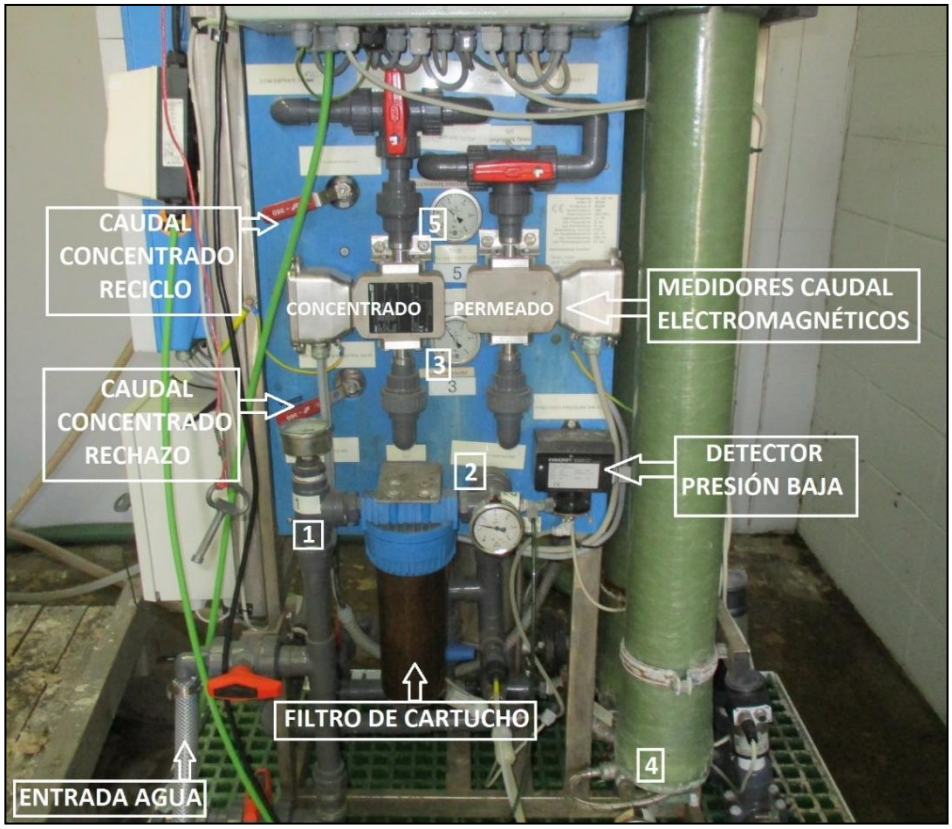


Figura 7.9. Osmosi inversa part frontal planta pilot RO (Font: pròpia)

Per la part frontal tenim aquests mesuradors que permetran saber si la planta està funcionant de forma correcta o algun equip va malament:

1. Baròmetre d'entrada d'aigua del filtre de cartutx.
2. Baròmetre de sortida d'aigua del filtre de cartutx.
3. Baròmetre de sortida aigua de la bomba RO.
4. Baròmetre d'entrada aigua del primer filtre RO.
5. Baròmetre de sortida aigua del rebuig.

També es pot observar:

- Mesuradors de cabal electromagnètics.
- Vàlvules de cabal de concentrat i recirculació.
- Detector de baixa pressió (per a parada d'emergència).
- Filtre de cartutx.

Si la vàlvula de cabal està totalment oberta, tot el que surt de l'osmosi inversa és rebuig. Si la vàlvula de cabal està totalment tancada, tot el que surt de l'osmosi inversa és permeat. Aquesta vàlvula regula el grau d'aprofitament de la RO.

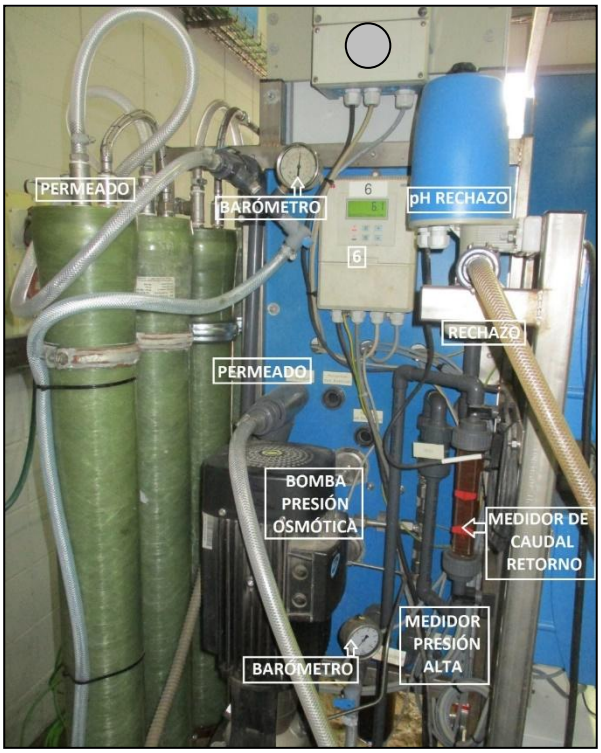


Figura 7.10. Osmosi inversa part posterior planta pilot RO (Font: pròpia)

El número 6 de la figura 7.10 correspon als sensors de conductivitat del permeat, pH del rebuig (evitar precipitats) i temperatura del rebuig. Els quatre filtres estan comunicats un rere l'altre. Hi ha un detector d'alta pressió (per a parada d'emergència). Hi ha una petita recirculació de rebuig per evitar problemes hidràulics en el sistema, el seu cabal té un mesurador.

Quan la caiguda de pressió del sistema és superior al 15% és necessària una neteja. Per sobre del 20% és perillós no fer la neteja. Hi ha un dipòsit que serveix per fer el CIP, conté una solució especial per netejar l'equip de RO. Es fa circular en el mateix sentit de flux pel sistema de RO. La neteja dura 4 hores i té cicles de tres etapes:

1. 20 minuts de circulació de solució
2. 20 minuts de remull
3. 20 minuts de circulació d'aigua

Figura 7.11. Productes planta pilot RO (Font: pròpia)

Aquesta figura 7.11 conté la dissolució d'alimentació de la planta pilot, el rebuig concentrat i el permeat (aigua desmineralitzada) respectivament.

7.3. Equip d'osmosi inversa instal·lat

Aquest és l'equip d'osmosi inversa instal·lat.

Figura 7.12. Planta RO (Font: pròpia)

L'equip d'osmosi inversa està situat al cantó de la depuradora. Permetrà reutilitzar l'aigua produïda per les torres de refrigeració. L'última etapa del procés de l'ETP és una ultrafiltració, l'aigua ultra filtrada del MBR (sistema d'ultrafiltració) s'emmagatzema en un tanc que és l'alimentació de l'osmosi inversa.

Figura 7.13. Dipòsit alimentació RO (Font: pròpia)

Part del contingut del tanc s'envia des de la bomba d'alimentació a la línia d'entrada de la planta d'osmosi inversa i l'altra part s'evacua cap al col·lector municipal. Després del procés d'osmosi inversa, el rebuig es torna a mesclar amb la sortida d'aquest tanc amb la part que la bomba d'alimentació de la RO no ha captat. Aquesta mescla és la que no pot superar els 6000 µS/cm de conductivitat.

Un cop l'alimentació arriba a la planta d'osmosi inversa travessa un equip d'ultraviolat per eliminar qualsevol tipus d'agent infecciós que pugui posar en perill la salut humana i el medi ambient.

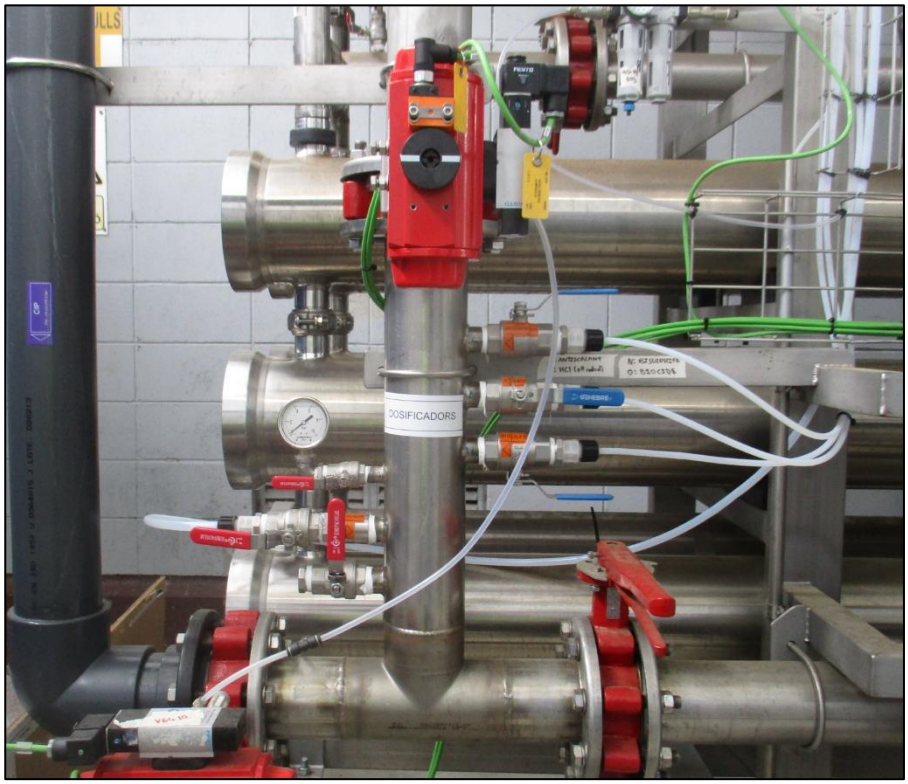


Figura 7.14. Dosificació alimentació RO (Font: pròpia)

L'alimentació entra a l'equip de la RO per la canonada vertical central de la imatge. Abans de travessar els filtres de cartutx es dosifica com pretractament químic de la RO:

- Antiescalant per evitar incrustacions.
- Biocida per desinfectar.
- Bisulfit de sodi per eliminar el clor dissolt.
- Àcid clorhídric per corregir el pH.

Figura 7.15. Filtres cartutx RO (Font: pròpia)

Els filtres de cartutx de l'osmosi inversa s'encarreguen de retenir partícules sòlides que puguin haver aparegut en el trajecte des dels MBR a la RO. Estan connectats en paral·lel, per tant, l'alimentació només travessa una de les tres columnes. Cada columna conté set filtres de cartutx d'un metre de llargària. Un cop s'han eliminat aquestes partícules sòlides ja es pot bombar l'alimentació.

Abans de passar per la bomba d'alta pressió, l'alimentació travessa un seguit de sensors per prendre les mateixes mesures que es prenien amb la planta pilot i saber si la planta funciona correctament o hi ha algun aspecte que no funcioni bé.

Figura 7.16. Bomba alta pressió RO (Font: pròpia)

El tren RO està equipat amb una bomba d'alta pressió per bombar l'aigua d'entrada a través dels filtres RO. En aquesta imatge també es poden observar les canonades de permeat i rebuig.

La canonada de permeat està situada a l'esquerra de la bomba d'alta pressió. Una part es devia al tanc de permeat i l'altre al tanc CIP per si calgués omplir-lo per realitzar una neteja.

Les canonades de la dreta de la bomba corresponen al concentrat. Aquest es pot enviar al pou cap al col·lector o al tanc CIP. Quan s'està realitzant el CIP el contingut va fent cicles, per tant es va omplint per aquesta segona canonada. Per darrere la bomba trobem una canonada estreta (darrere els sensors) que s'encarrega del retorn de concentrat per no tenir problemes hidràulics amb la planta.

Figura 7.17. Filtres d'osmosi RO (Font: pròpia)

A continuació, hi ha instal·lat un tren RO per tractar l'aigua amb tecnologia d'osmosi inversa. L'alimentació entra per la canonada de baix (etiqueta vermella). Aquest equip d'osmosi inversa està format per tres etapes. La primera etapa correspon als 6 filtres de la part inferior. Aquest separa el permeat d'un concentrat. Aquest primer concentrat s'envia a la segona etapa, que correspon als 4 filtres següents. En aquesta segona etapa s'obté un permeat que s'uneix amb el permeat, de la primera etapa, i un concentrat. Aquest segon concentrat es fa passar per l'última etapa, que correspon als dos filtres superiors. Els permeats de cada etapa s'uneixen en el circuit de permeat i el rebuig final va cap al circuit del concentrat.

Figura 7.18. Tanc aigua osmotitzada RO (Font: pròpia)

L'aigua osmotitzada del sistema RO s'emmagatzema en un dipòsit. Hi ha una injecció de diòxid de clor directament al dipòsit del producte abans que el permeat sigui enviat a les torres de refrigeració. La màquina RO proporciona aigua d'osmosi inversa d'alta qualitat.

Per tant, l'esquema de funcionament normal (sense circuit complet de CIP) d'aquest equip és el següent:

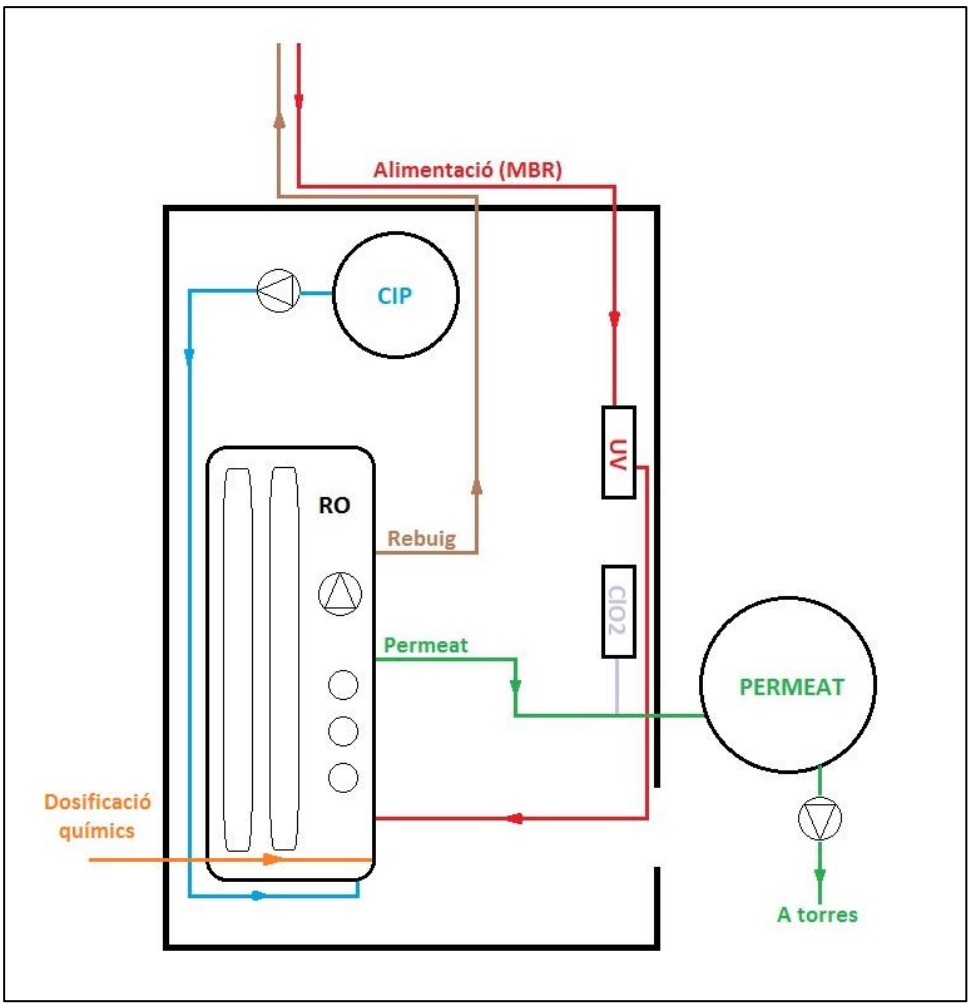


Figura 7.19. Esquema planta RO (Font: pròpia)

Els transmissors de pressió, de flux i de conductivitat permeten al sistema de control controlar el rendiment del sistema RO. El PLC i la interfície d'operador estan programats per controlar la RO i els sistemes opcionals d'injecció química.

El tractament del sistema RO està format per:

- Bomba d'alimentació RO
- Filtres de cartutx
- Control d'injecció àcid / antiescalant / bisulfit / biocida
- Control d'injecció de sosa càustica (només en el tanc de permeat)
- Bombes per osmosi inversa (RO)
- Un tren de membranes RO
- Sistema CIP compost per dipòsit i bomba CIP

El PLC proporciona un control automatitzat dels equips RO (vàlvules, bombes, etc.). Tota la programació per al control de la planta s'emmagatzema al PLC. Els punts de configuració, les alarmes i els paràmetres calculats, etc., es troben etiquetades al codi PLC.

Al llarg del temps, les membranes perden capacitat de filtració per la brutícia que arrosseguen, per això es requereix un procediment de neteja quan les membranes es fan malbé i no són capaces de produir el flux de permeabilitat del disseny. És possible netejar cada etapa per separat. L'estat CIP és el que s'utilitza quan la unitat s'està netejant. La neteja de l'equip d'osmosi inversa és un funcionament semi-manual que requereix que l'operador sol·liciti l'inici i la parada de l'operació.

El disseny d'aquest equip està pensat per un corrent d'entrada de 60 m^3/h a l'osmosi inversa i un grau de recuperació del 66,7%. D'aquesta forma obtindríem 40 m^3/h de permeat per les torres de refrigeració.

8. Solucions a curt termini

Arribat el punt de conèixer el funcionament dels equips que causen el problema de l'elevada conductivitat i tenint comprovat que el seu funcionament és l'adequat, s'ha de canviar l'estratègia per solucionar el problema.

La posada en marxa de la instal·lació d'osmosi inversa no pot ser retardada i per tant s'ha de proposar una solució immediata que ens permeti engegar el sistema i començar a estalviar aigua. Un cop el sistema estigui en marxa s'ha de mirar de tenir una solució final per eliminar aquest problema des de l'arrel.

Per tant, es fa recerca d'una solució a curt termini que permeti un funcionament reduït de l'equip per començar a treballar amb les noves instal·lacions i adquirir coneixements del funcionament de la planta. I paral·lelament, es busca una solució a llarg termini que permeti fer funcionar la instal·lació d'osmosi inversa al seu màxim rendiment.

Després de la recerca anterior i tenint resolts tots els dubtes dels tractaments d'aigua, ara tornem a encarar i analitzar el problema com al principi. Es tornen a fer balanços hídrics i s'estudia, novament, el cicle de l'aigua. Aquest repàs amb els nous coneixements que es tenen ens permet aprofundir en l'arrel del problema i trobar una possible solució a curt termini.

8.1. Nou repàs del diagrama de blocs

Repassem el diagrama de blocs actual vist a l'apartat *Nou plantejament del projecte* (a la pàgina núm 15), i fem una anàlisi amb un nou punt de vista.

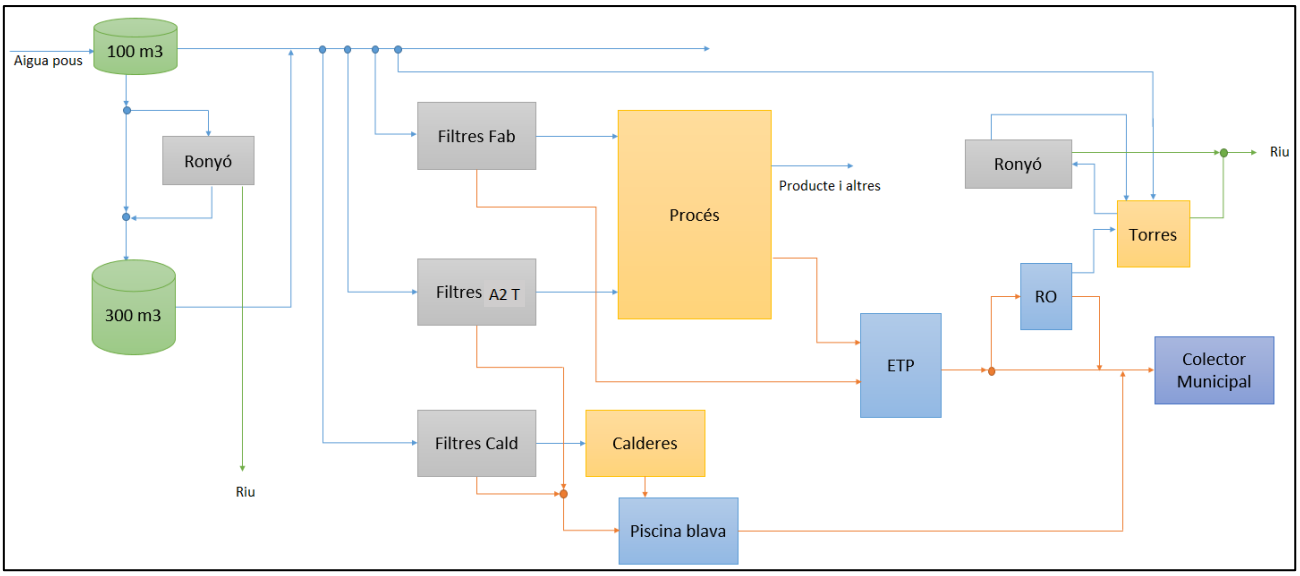


Figura 8.1. Diagrama de blocs actual (Font: pròpia)

El problema recau en les altes conductivitats de les regeneracions dels tractaments d'aigua de les columnes d'intercanvi iònic. L'objectiu és disminuir la conductivitat que tenim a la sortida de l'ETP. L'augment de la conductivitat a l'ETP recau a les regeneracions de les columnes descalcificadores dels tractaments d'aigua de fabricació i per aquest motiu s'ha de pensar desviar aquest corrent a algun altre punt de la fàbrica.

El rebuig de les regeneracions dels tractaments d'aigua de calderes i del A2 T s'envien a una bassa on s'acumulen anomenada piscina blava. Aquesta bassa acumula el rebuig i el lamina de forma dosificada a la sortida del cicle, just abans de la sortida cap al col·lector municipal.

Si fem un balanç hídric d'aquesta piscina, veiem que el rebuig vist es mescla amb les purgues que es fan de forma contínua a les calderes per evitar incrustacions de sals de sílice:

$$Q_{rebuig\ T.calderes} + Q_{rebuig\ A2\ T} + Q_{purgues\ calderes} = Q_{mescla\ a\ laminar} \qquad \textbf{(Eq. 8.1)}$$

A la sortida de la piscina blava hi ha una bomba, amb variador de potència, seguida d'un cabalímetre digital. Això ens permet tenir controlada la part dreta del balanç hídric. Actualment la sortida d'aquesta piscina és de 6,5 m^3/h i la bomba està treballant al 50% de la seva capacitat màxima, per tant, tenim marge per augmentar aquesta dosificació.

La idea que es vol portar a terme és enviar totes les regeneracions dels tractaments d'aigua a aquesta piscina juntament amb les corrents que enviem directament al riu. Aquests corrents que s'envien directament al riu actualment són els rebuigs dels filtres ronyó i les purgues de les torres de

refrigeració. Per tal d'analitzar bé aquesta proposta s'ha de conèixer les característiques de la piscina blava i de cada corrent a tractar.

8.2. Piscina blava

8.2.1. Especificacions

Aquesta piscina està situada a la bora de la torre de refrigeració i els filtres ronyó. No està coberta, per tant, s'ha de tenir en compte una part d'evaporació, ja que rep les purgues de les calderes a altes temperatures.

El primer que s'estudia és la capacitat d'aquesta piscina blava.

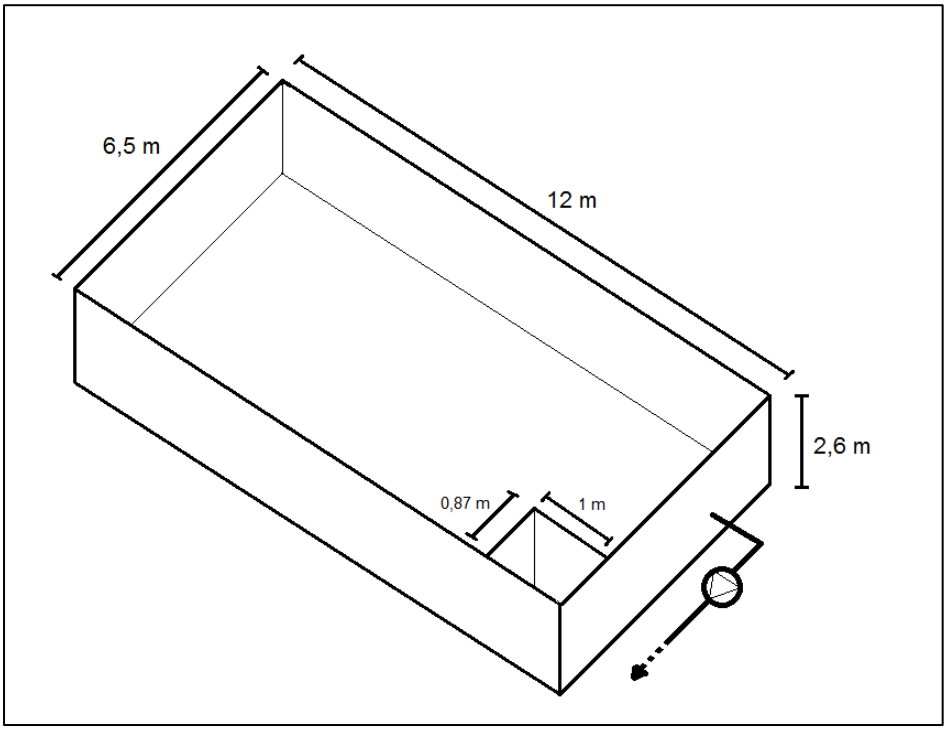


Figura 8.2. Dimensions piscina blava (Font: pròpia)

Per tant, el volum d'aquesta piscina és el seu volum total excepte un petit pou buit:

$$(2,6 \times 12 \times 6,5)\ m^3 - (0,87 \times 1 \times 2,6)\ m^3 = 202,8\ m^3 - 2,26\ m^3 = 200,54\ m^3 \qquad \textbf{(Eq. 8.2)}$$

El volum que es pot retenir en aquesta bassa és de 200,54 m^3. Tot i això, en cas que la piscina sobreïxis, l'excés aniria a parar a l'ETP pel circuit de clavegueram.

S'han agafat mostres diàriament del contingut de la piscina blava. Les dades, contingudes a l'annex, han estat valorades i s'ha calculat la mitjana dels valors. El contingut de la piscina és el següent:

Mitjana Piscina	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	pH	T (ºC)
	4,9	-26,0	6,6	43,2

Figura 8.3. Taula mitjana valors mostres piscina blava (Font: pròpia)

8.2.2. Corrents i característiques

Per tal de simular de la manera més afinada possible la mescla de tots els corrents proposats s'ha realitzat un seguit de càlculs (continguts a l'annex a la pàgina núm 135) de les conductivitats de les regeneracions de les resines a partir de les mostres preses en l'estudi dels tractaments d'aigua per mitjà del teorema matemàtic del valor mitjà de forma integral.

$$\int_a^b f(x)\,dx = f(\xi)(b-a) \qquad \textbf{(Eq. 8.3)}$$

Aquest teorema s'ha aplicat a les regeneracions dels tractaments d'aigua per saber la conductivitat mitjana dels seus pics en l'addició de químics i el posterior esbandit que pateixen.

Per altra banda, s'ha analitzat 3 tipus de corrents més:

- Purgues de calderes: Per tal d'eliminar les sals de sílice que les resines dels tractaments d'intercanvi iònic de calderes són incapaços de retenir, es realitzen purgues contínues a cada caldera que hi ha instal·lada. Cada purga es fa quan la conductivitat de l'aigua que contenen té valors superiors als 1800 µS/cm controlats per detectors de conductivitat connectats en línia. En total el cabal d'aquestes purgues és de 130 m^3/dia (gràfiques de consum a l'annex a la pàgina núm 135). S'ha agafat una mostra per verificar el correcte funcionament d'aquests conductímetres:

Purga calderes	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	pH	T (ºC)
	1,8	-253,4	10,1	70

Figura 8.4. Taula valors mostra purgues calderes (Font: pròpia)

- Purgues de torres: La concentració de sals que hi ha a les piscines de les torres de refrigeració està regida per un control de tractaments químics que eviten tan infeccions (legionel·la, etc.)

com incrustacions (calç, sílice, etc). S'ha de recordar que l'aigua de les torres no està sotmesa a ningun tractament d'intercanvi iònic, per tant és aigua dels pous amb continguts de duresa elevats (figura 3.2 analítica aigua pous). Actualment aquesta aigua s'envia directe al riu, té un cabal de 133,34 m^3/dia i un valor de conductivitat de 2900 µS/cm controlats per un detector de conductivitat connectat en línia que activa la purga de forma automàtica quan se supera aquest valor de conductivitat. S'ha agafat una mostra per verificar el correcte funcionament d'aquests conductímetres:

Purga torres	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	pH	T (ºC)
	2,9	-100,6	7,9	29

Figura 8.5. Taula valors mostra purgues torres (Font: pròpia)

- Filtres ronyó: La fàbrica disposa de dues columnes de filtres de sorra per eliminar partícules sòlides que acompanyen l'aigua de pous quan és captada. Un dels filtres està instal·lat entre els dos dipòsits que emmagatzemen l'aigua dels pous i l'altre treballa per l'aigua que s'envia a les torres de refrigeració. Aquests filtres es netegen de forma automàtica un cop al dia. Utilitzen aigua dels pous per fer una rentada a contra-corrent i eliminar les partícules sòlides que s'han filtrat. Aquest rebuig actualment s'envia al riu, té una conductivitat de 700 µS/cm, ja que és aigua dels pous i el cabal d'aigua que fa servir cada filtre per regenerar-se és de 13,34 m^3/dia.

S'ha construït una taula resum que engloba tots els corrents amb les seves conductivitats i cabals:

		Filtre		Conductivitat (mS/cm)	Conductivitat Global Integració(mS/cm)	Q (m3/h)	Q (m3)	Q (m3/dia)
Fabricació	NaCl	A	1r etp.	33,34	60,15	13,4	18,30	36,17
			2n etp.			9,3		
		B	1r etp.		58,22	13,5		
			2n etp.			9,3		
		C	1r etp.		57,28	28		
			2n etp.			10,6		
			3r etp.			9,5		
		D	1r etp.			28		
			2n etp.			0		
			3r etp.			9,5		
Calderes	HCl	A	1r etp.	14,48	#¡VALOR!	10	31,80	39,73
			2n etp.			6,1		
			3r etp.			30		
		B	1r etp.		69,06	10		
			2n etp.			6,67		
			3r etp.			30		
	NaCl	A	1r etp.	36,94	69,88	8		
			2n etp.			3,325		
			3r etp.			6,75		
		B	1r etp.		73,74	8		
			2n etp.			2,85		
			3r etp.			6,5		
A2 T	HCl	A	1r etp.	14,43	#¡VALOR!	28,5	74,00	33,97
			2n etp.			11,5		
			3r etp.			20		
			4t etp.			48		
			5e etp.			10		
		B	1r etp.		27,92	28,5		
			2n etp.			11,89		
			3r etp.			22,4		
			4t etp.			46		
			5e etp.			9,6		
	NaOH	A	1r etp.	12,98	#¡VALOR!	5,5		
			2n etp.			5,15		
			3r etp.			13		
		B	1r etp.		31,82	10,6		
			2n etp.			5,34		
			3r etp.			14		
Filtres ronyó	ATFF			0,70		40,00	13,33	13,33
	Torre 1						13,33	13,33
Purgues Calderes				1,80		130,00 m3/dia		
Purgues Torres				2,90		133,33 m3/dia		
				TOTAL		399,87 m3/dia		

Figura 8.6. Taula resum corrents proposta piscina (Font: pròpia)

La columna de conductivitat està calculada a partir del valor mitjà de totes les conductivitats de cada regeneració. Seguidament tenim la columna de conductivitat calculada pel mètode integral del valor mitjà, on s'ha aproximat els pics de conductivitat de cada regeneració a una equació matemàtica i s'ha aplicat el teorema per tenir un valor mitjà precís dels moments de màxima conductivitat. A continuació hi ha les columnes dels cabals d'aigua i químics utilitzats per cada columna.

Ara que es té coneixement hídric de cada corrent que compon el diagrama de blocs que s'està analitzant (figura 8.1), es passa a crear diferents escenaris on es combinarà aquests corrents per tal de reduir la conductivitat existent a l'ETP.

8.3. Proposta de nous diagrames de blocs

Després de diversos plantejaments, s'ha simplificat la solució a dos escenaris possibles. Els altres escenaris no són solucions aplicables o tenen una gran despesa econòmica per combatre el problema de forma provisional i en un període de menys d'un any de temps. Per tant, no són inclosos i tampoc seran explicats, ja que no és possible portar-los a terme.

Es dóna pas, llavors, a explicar les dues possibles solucions que sí es poden realitzar a causa de la baixa inversió econòmica i la facilitat del seu disseny.

8.3.1. Escenari 1

La idea és acumular tots els rebuigs de les regeneracions, les purgues (calderes i torres) i el rebuig dels filtres ronyó a la piscina blava. D'aquesta forma tot el que ens fa augmentar la conductivitat a l'ETP i ens complica el funcionament de l'osmosi inversa és laminat just abans d'enviar la suma de residus de la fàbrica al col·lector municipal. L'esquema que s'està ideant és el següent:

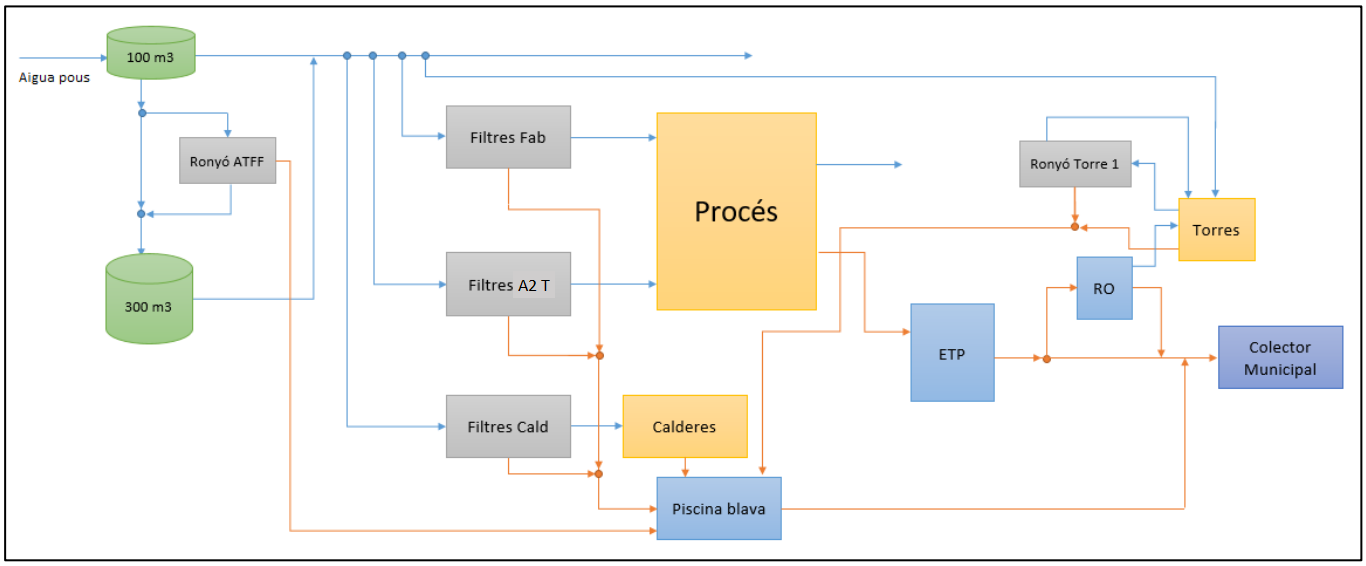


Figura 8.7. Diagrama de blocs escenari 1 (Font: pròpia)

Les regeneracions concentren molt el contingut de la piscina, per aquesta raó també s'afegeix el rebuig (de conductivitats més baixes) dels filtres ronyó i purgues de les torres i, d'aquesta forma, s'ajuda a diluir.

Tot seguit cal fer càlculs per determinar i simular quins valors de conductivitat i cabal es tindrien si es desenvolupés aquesta operació. El balanç hídric d'aquesta piscina és el següent:

$$\boldsymbol{Q_{rebuig\ T.calderes}} + \boldsymbol{Q_{rebuig\ A2\ T}} + \boldsymbol{Q_{rebuig\ T.faabricació}} + \boldsymbol{Q_{purgues\ calderes}} + \boldsymbol{Q_{purgues\ torres}} = \boldsymbol{Q_{mescla\ a\ laminar}} \qquad \textbf{(Eq. 8.4)}$$

Si comparem aquest balanç amb l'actual (eq 8.1) es pot comprovar que la modificació és afegir les regeneracions dels tractaments de fabricació, les purgues de les torres i el rebuig dels filtres ronyó.

El que es vol determinar amb aquesta simulació és la conductivitat límit que ha de sortir de l'ETP després de la incorporació del rebuig de l'osmosi inversa. Per realitzar aquest càlcul hem de presentar diverses hipòtesis:

- La conductivitat límit al col·lector acceptada per la llei són 6000 µS/cm, però s'agafa el valor de 5800 µS/cm com a valor límit de sortida cap a col·lector per tenir marge.
- L'osmosi inversa treballa amb un grau de recuperació màxima del 75%, sabent que el fabricant recomana no superar-lo.
- Es planteja el sistema com si es treballes en continu, però les regeneracions dels tractaments d'aigua no ho són i és difícil aproximar un valor en continu, ja que depèn directament de la demanda d'aigua dels processos de fàbrica. Aquest fet fa que la simulació representi el pitjor dels casos, és a dir, que totes les regeneracions arribessin conjuntament i de forma contínua.
- La piscina té un volum límit, però els càlculs estan fets com si es pogués emmagatzemar la totalitat, ja que aquest factor també es veu afectat per les hipòtesis de sistema en continu. Tot i això, l'excés aniria a l'ETP per les vies de clavegueram i comportaria a un augment de la conductivitat a l'ETP, però molt més baixa que els valors actuals.
- Es considera que s'evapora un total d'un 1% del contingut de la piscina.
- El permeat de l'osmosi inversa té una conductivitat de 70-100 µS/cm de mitja.

Tenint en compte aquests factors, es fa la simulació per tres percentatges de recuperació de l'osmosi diferents:

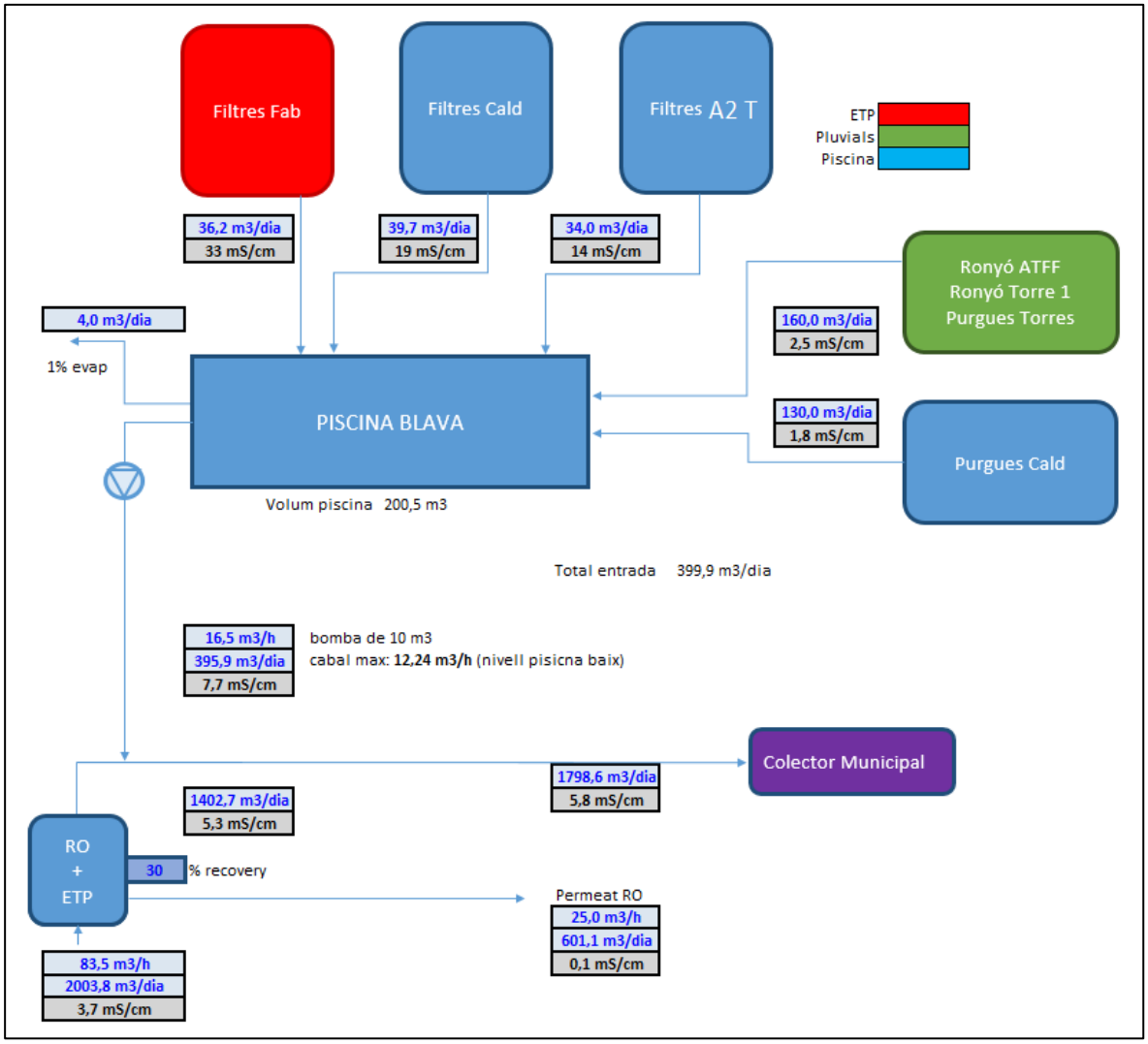


Figura 8.8. Balanç i esquema escenari 1 al 30% (Font: pròpia)

En el cas d'un grau d'aprofitament del 30%, la màxima conductivitat que pot tenir de sortida l'equip de la RO i l'ETP és de 5300 µS/cm. Contant que la RO treballa al 30%, la conductivitat màxima que accepta la sortida de l'ETP és de 3700 µS/cm. Si superem aquests valors, la sortida a col·lector superarà els 5800 µS/cm límits establerts.

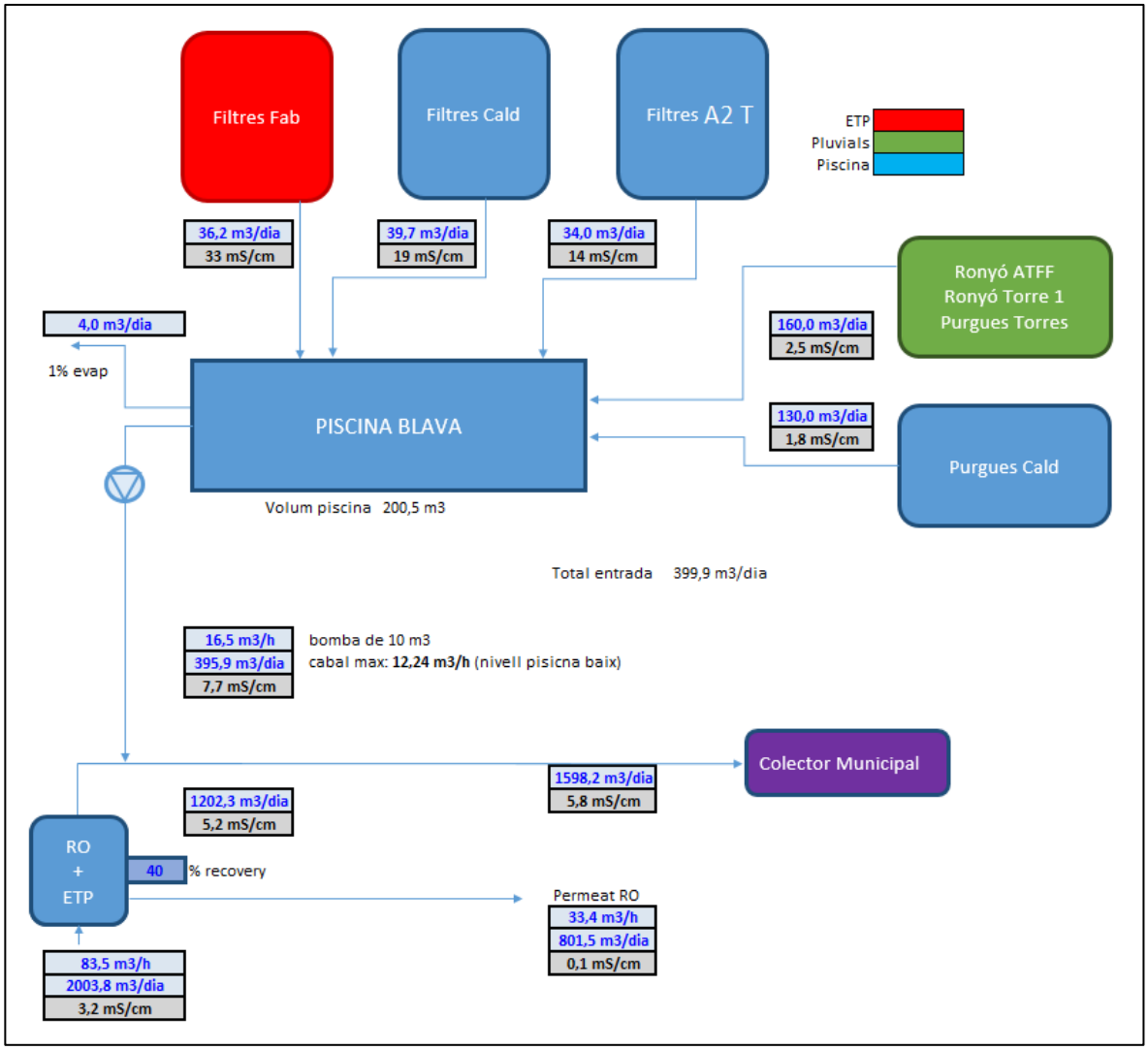


Figura 8.9. Balanç i esquema escenari 1 al 40% (Font: pròpia)

En el cas d'un grau d'aprofitament del 40%, la màxima conductivitat que pot tenir de sortida l'equip de la RO i l'ETP és de 5200 µS/cm. Contant que la RO treballa al 40%, la conductivitat màxima que accepta la sortida de l'ETP és de 3200 µS/cm. Si superem aquests valors, la sortida a col·lector superarà els 5800 µS/cm límits establerts.

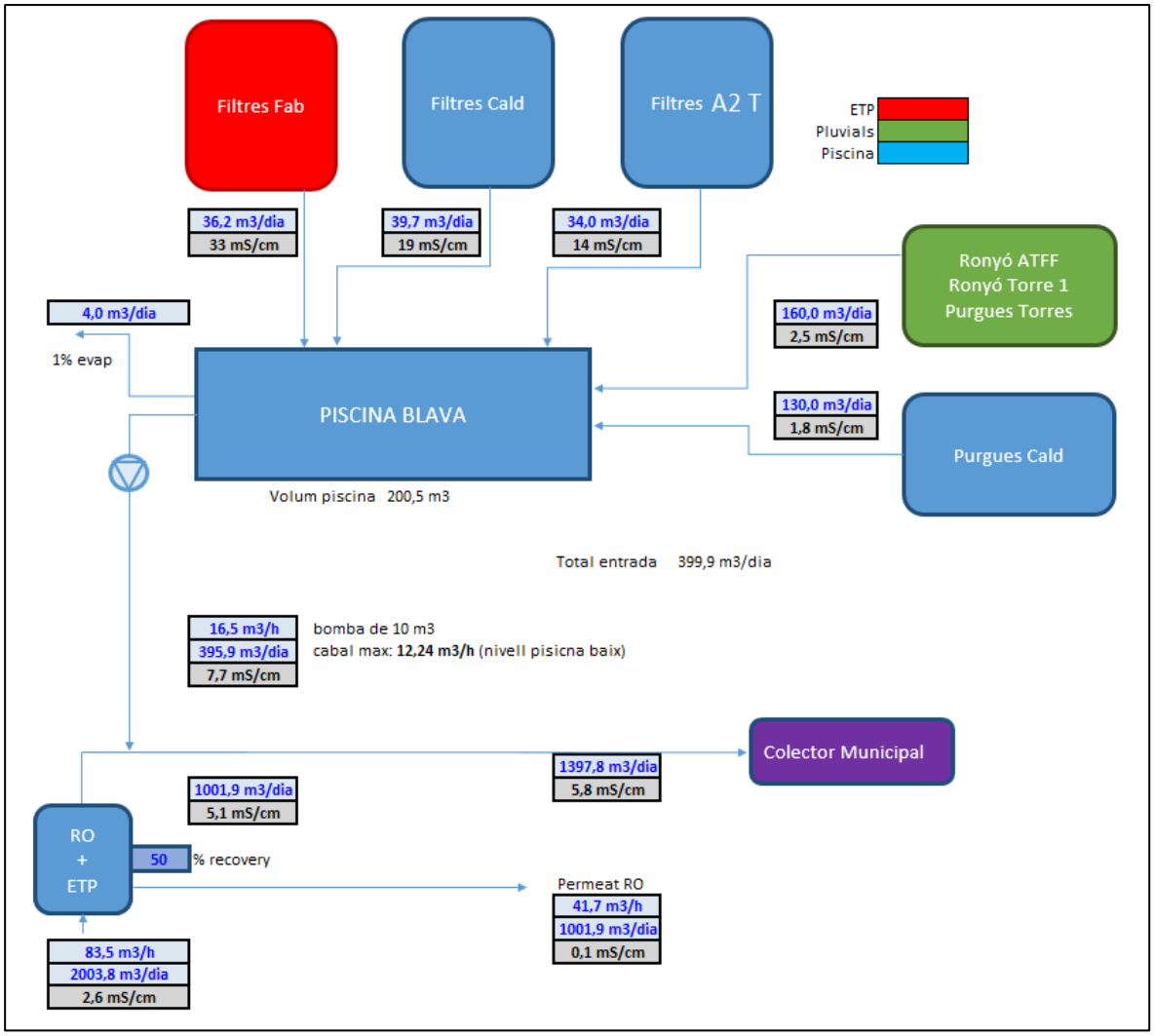


Figura 8.10. Balanç i esquema escenari 1 al 50% (Font: pròpia)

En el cas d'un grau d'aprofitament del 50%, la màxima conductivitat que pot tenir de sortida l'equip de la RO i l'ETP és de 5100 µS/cm. Contant que la RO treballa al 50%, la conductivitat màxima que accepta la sortida de l'ETP és de 2600 µS/cm. Si superem aquests valors, la sortida a col·lector superarà els 5800 µS/cm límits establerts.

És a dir, recapitulant, si s'eliminés l'entrada del rebuig de les regeneracions de fabricació a l'ETP, aconseguiríem disminuir la conductivitat de l'ETP i ens permetria permear més aigua a l'osmosi inversa que s'ha de posar en marxa. Aquest rebuig dels tractaments de fabricació s'enviaria a la piscina blava i es diluiria una part gràcies, també, a l'addició de les purgues de les torres de refrigeració. El contingut de la piscina blava es laminaria just abans d'enviar el rebuig de fàbrica al col·lector municipal. Els càlculs realitzats ens permeten saber quina és la conductivitat límit que ha de sortir del sistema d'osmosi inversa i l'ETP per no saltar-se la llei i poder posar en marxa l'equip.

A continuació una taula resum de les simulacions realitzades:

	Recovery			
	30 %	40 %	50 %	
Permeat RO	601	802	1002	m3/dia
Rebuig RO	1403	1202	1002	m3/dia
Cond rebuig	5,3	5,2	5,1	mS/cm
Cond ETP	3,7	3,2	2,6	mS/cm

Figura 8.11. Taula resum simulació escenari 1 (Font: pròpia)

Cal saber quina seria la conductivitat de sortida a l'ETP en cas que s'eliminés les regeneracions dels tractaments de fabricació del seu balanç. L'experiència i les bases de dades de l'empresa han permès aproximar un valor mitjà d'aquesta conductivitat de l'època passada que aquests rebuigs s'enviaven directament al riu. La conductivitat de l'ETP en aquells temps era de 3000 - 3500 µS/cm de mitjana.

Si comparem les simulacions de l'escenari 1 fetes anteriorment amb aquesta última dada de 3000 - 3500 µS/cm de mitja de conductivitat a l'ETP, es veu que la RO podria funcionar entre el 30% i 40% de grau d'aprofitament. Si la sortida del MBR té valors al voltant de 3000 µS/cm, s'haurà de treballar amb aquestes condicions per tal de no superar els 5800 µS/cm límit establerts. Això significarà produir entre uns 25 m^3/h i uns 34 m^3/h.

Però aquesta modificació també té conseqüències:

- La fàbrica no tindria cap sortida de rebuig directa al riu, factor que augmenta el cost d'abocar el rebuig 6,7 vegades l'actual.
- La piscina té un volum massa petit per poder contenir tots els corrents. Com a valor mitjà ja superem el límit de la piscina, per tant, estaria més temps sobreeixint que contenint. Això comporta a disminuir el valor de conductivitat calculat, ja que la conductivitat de l'ETP augmentaria.
- La bomba de laminació pot treballar a un cabal màxim de 12,24 m^3/h i el cabal calculat hauria de ser 16,5 m^3/h. Això comporta a invertir en una nova bomba o permetre que la piscina sobreïxi més. En cas que no es canviï la bomba, aquesta hauria de treballar al màxim rendiment, i les probabilitats d'un mal funcionament o d'avaria augmenten potencialment.
- La planta d'osmosi inversa s'hauria d'aturar freqüentment quan hi hagi pics que facin augmentar la conductivitat.

8.3.2. Escenari 2

Ara s'intenta plantejar un escenari similar a l'anterior però on no es tingui el problema del sobreeiximent de la piscina blava.

En el plantejament dels diversos escenaris possibles que aquest treball no ha fet menció es treu una premissa molt significativa quant al balanç global del cicle de l'aigua. Les sals dissoltes que afecten la conductivitat són obligatòriament una sortida del balanç. Si repassem el *water map* (a la pàgina núm 7) veurem que la única sortida possible respectant la llei (Resum de normatives a la pàgina núm 127) i el medi ambient és que s'enviïn al col·lector municipal, ja que al riu no poden anar per l'alta conductivitat. Per aquest motiu, i només globalment, no té tant interès com aparenta eliminar les regeneracions dels tractaments de fabricació del circuit de l'ETP, ja que al final de tot, han de sortir per la sortida del col·lector.

Per això aquest escenari 2 no redirigeix aquest rebuig dels tractaments de fabricació a la piscina. I estudia si es pot permear tanta aigua com l'escenari 1 sense tenir sobreeiximent o avaries a la bomba a la piscina blava. L'esquema a estudiar en aquest nou escenari és el següent:

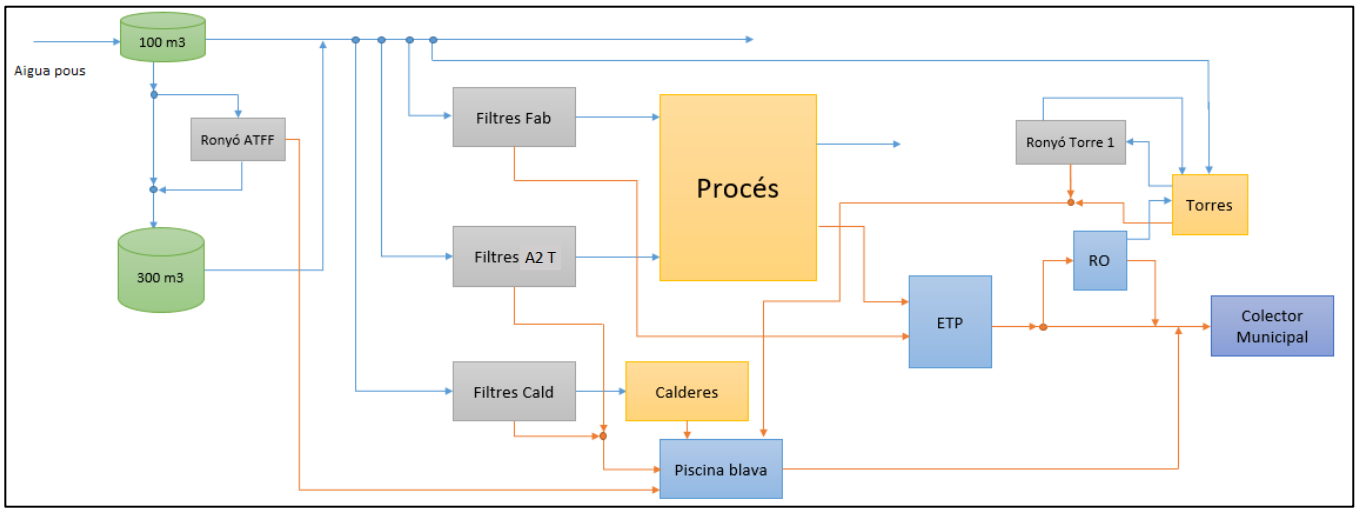


Figura 8.12. Diagrama de blocs escenari 2 (Font: pròpia)

El contingut de la piscina està disposat com en l'actualitat, per aquesta raó també s'afegeix el rebuig (de conductivitats més baixes) dels filtres ronyó i purgues de les torres i, d'aquesta forma, s'ajuda a diluir, tot i que ara ja no s'ha incorporat les regeneracions dels tractaments de fabricació.

Tot seguit cal fer càlculs per determinar i simular quins valors de conductivitat i cabal es tindrien si es desenvolupés aquesta operació. El balanç hídric d'aquesta piscina és el següent:

$$Q_{rebuig\ T.calderes} + Q_{rebuig\ A2\ T} + Q_{purgues\ calderes} + Q_{purgues\ torres} = Q_{mescla\ a\ laminar} \quad \textbf{(Eq. 8.5)}$$

Si comparem aquest balanç amb l'actual (eq 8.1) es pot comprovar que la modificació és afegir les purgues de les torres i el rebuig dels filtres ronyó.

El que es vol determinar amb aquesta simulació és la conductivitat límit que ha de sortir de l'ETP després de la incorporació del rebuig de l'osmosi inversa. Per realitzar aquest càlcul hem de presentar totes les hipòtesis especificades a l'escenari 1 (a la pàgina núm 80) i aquestes més:

- La conductivitat de sortida de la piscina està calculada a partir del valor mitjà de les dades que es tenen de la piscina. Amb aquest valor es fa un balanç percentual amb la incorporació de les purgues de torres i el rebuig dels filtres ronyó per tal de calcular la conductivitat que en surt.

Tenint en compte aquests factors, es fa la simulació per tres percentatges de recuperació de l'osmosi diferents:

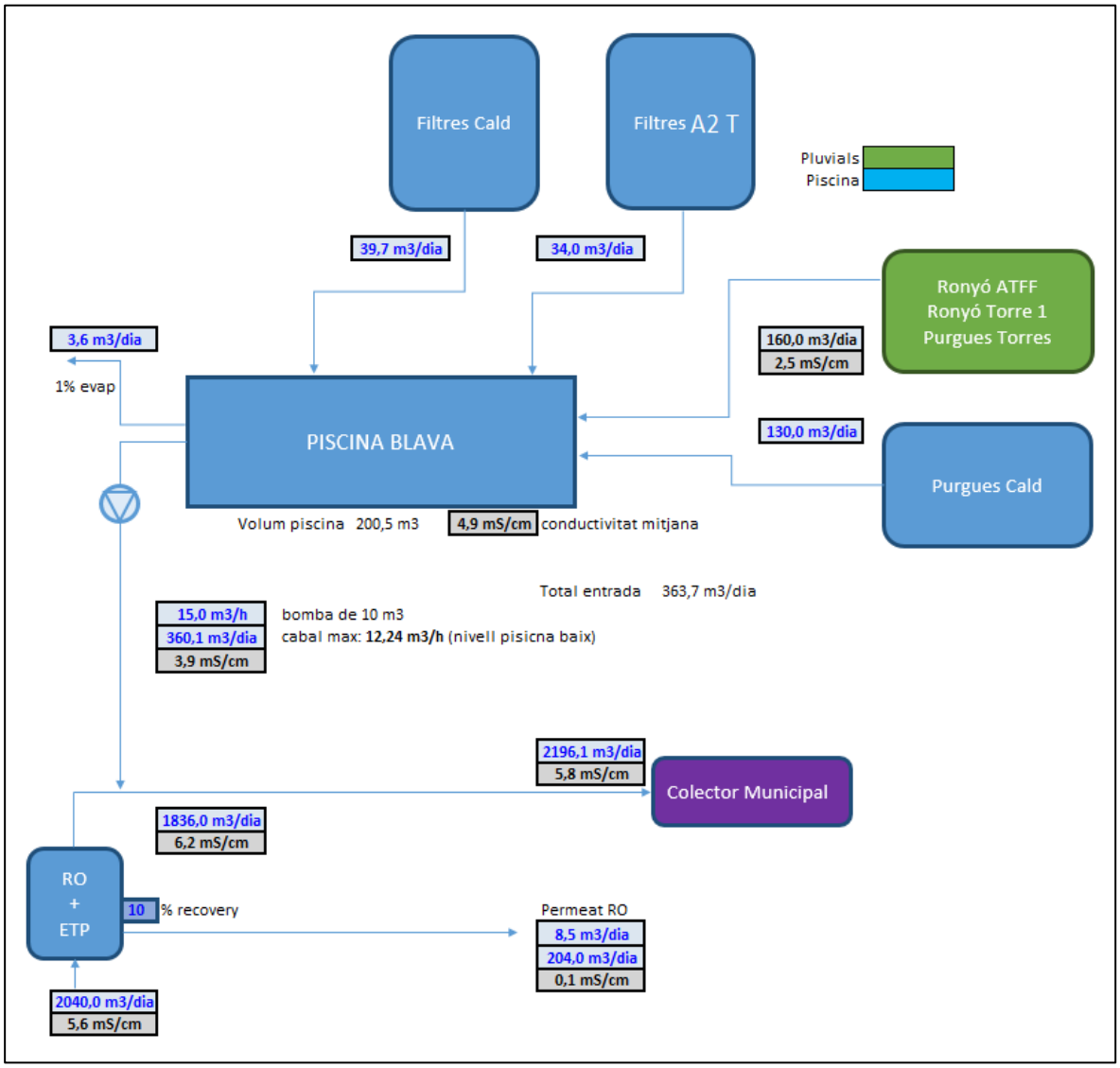


Figura 8.13. Balanç i esquema escenari 2 al 10% (Font: pròpia)

En el cas d'un grau d'aprofitament del 10%, la màxima conductivitat que pot tenir de sortida l'equip de la RO i l'ETP és de 6200 µS/cm. Contant que la RO treballa al 10%, la conductivitat màxima que accepta la sortida de l'ETP és de 5600 µS/cm. Si superem aquests valors, la sortida a col·lector superarà els 5800 µS/cm límits establerts.

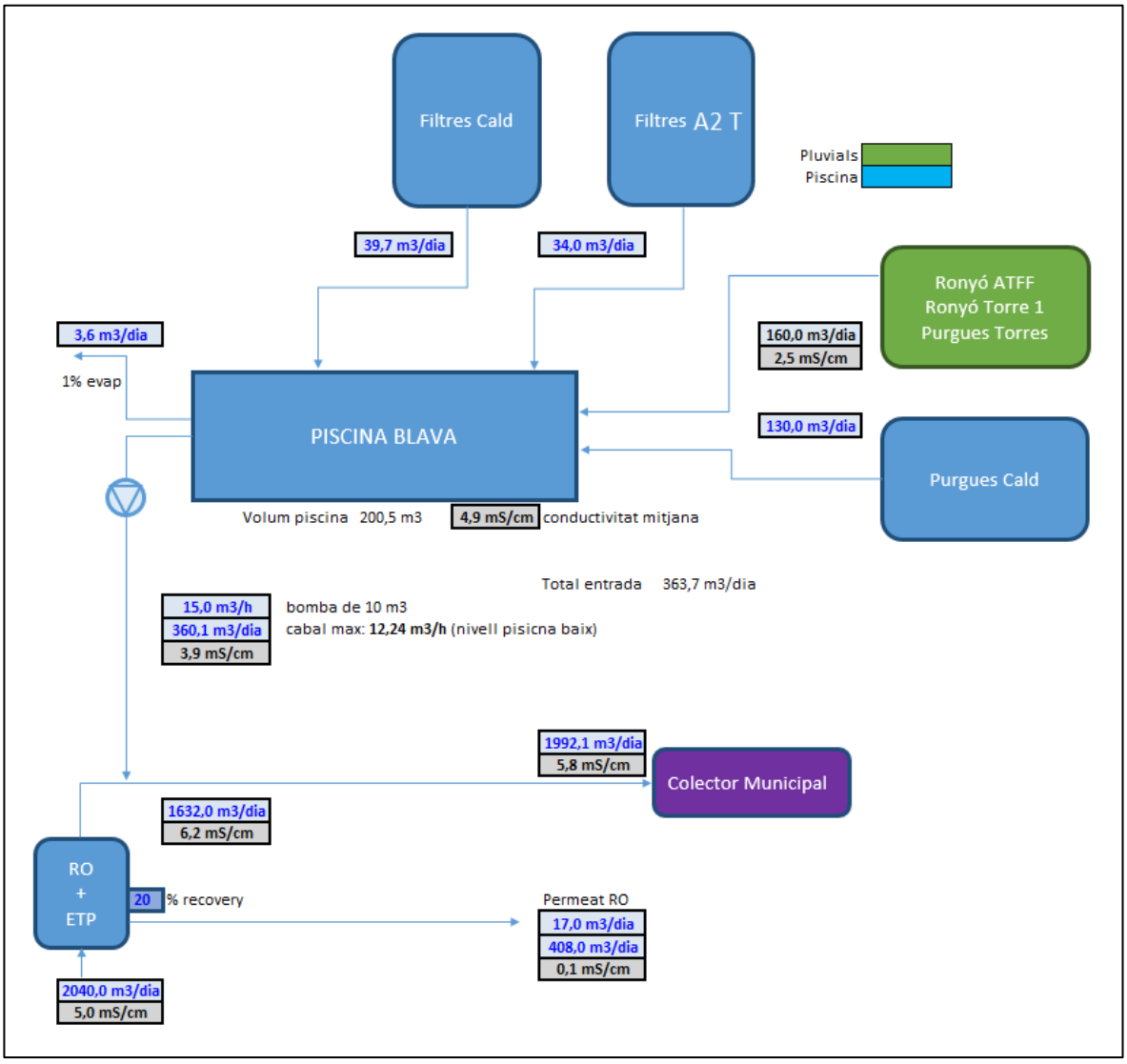


Figura 8.14. Balanç i esquema escenari 2 al 20% (Font: pròpia)

En el cas d'un grau d'aprofitament del 20%, la màxima conductivitat que pot tenir de sortida l'equip de la RO i l'ETP és de 6200 µS/cm. Contant que la RO treballa al 20%, la conductivitat màxima que accepta la sortida de l'ETP és de 5000 µS/cm. Si superem aquests valors, la sortida a col·lector superarà els 5800 µS/cm límits establerts.

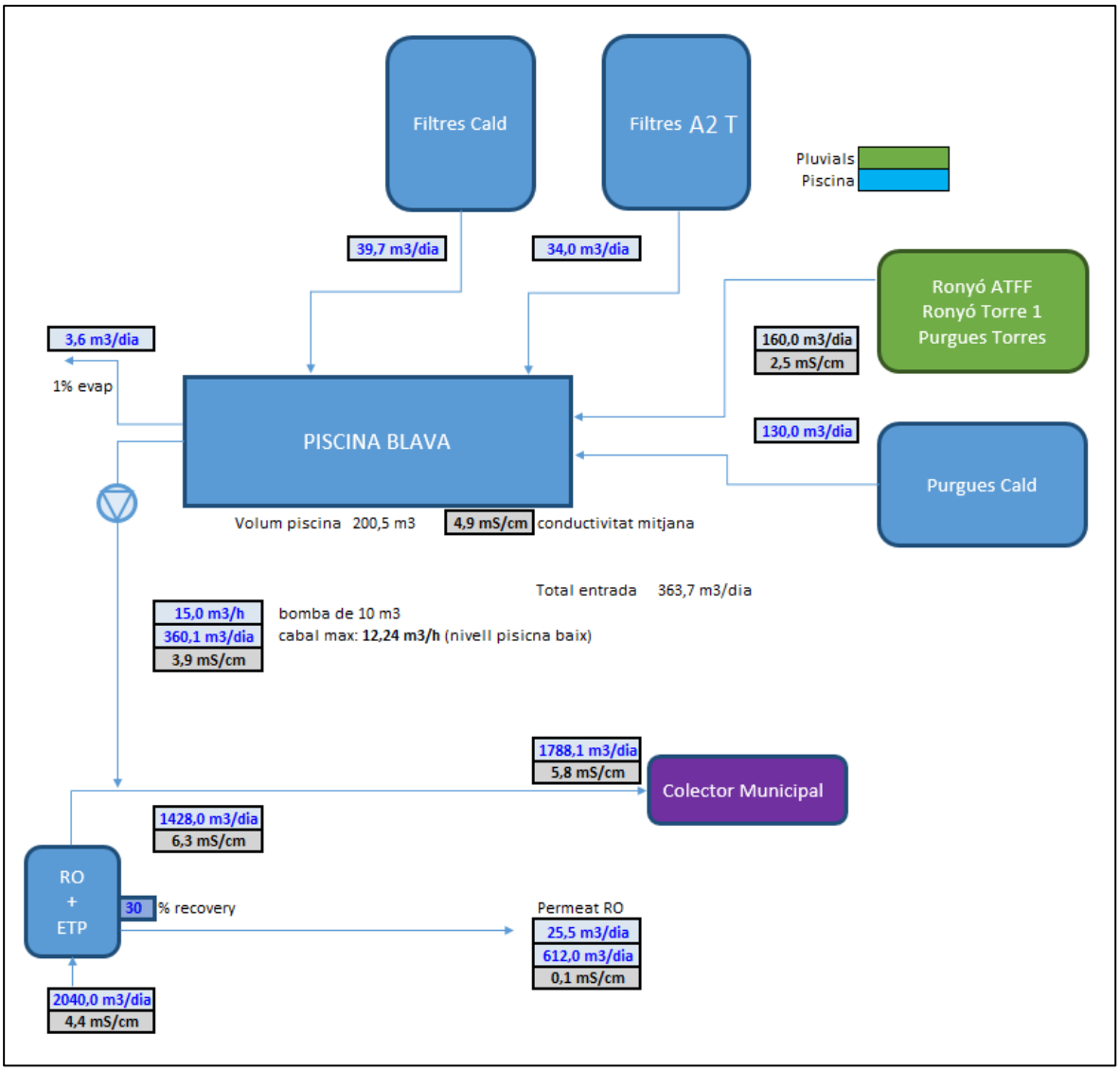


Figura 8.15. Balanç i esquema escenari 2 al 30% (Font: pròpia)

En el cas d'un grau d'aprofitament del 30%, la màxima conductivitat que pot tenir de sortida l'equip de la RO i l'ETP és de 6300 µS/cm. Contant que la RO treballa al 30%, la conductivitat màxima que accepta la sortida de l'ETP és de 4400 µS/cm. Si superem aquests valors, la sortida a col·lector superarà els 5800 µS/cm límits establerts.

Si recapitulem, s'han incorporat les antigues sortides a riu, que són les purgues de les torres i el rebuig dels filtres ronyó, a la piscina blava. Això fa que la conductivitat de la piscina blava disminueixi, ja que ajudem a diluir les sals. Aquest moviment permet concentrar més el rebuig de l'osmosi inversa, ja que laminar abans del col·lector el contingut de la piscina blava ajudarà a disminuir la

conductivitat de la sortida de l'ETP i la RO. Els càlculs realitzats ens permeten saber quina és la conductivitat límit que ha de sortir del sistema d'osmosi inversa i l'ETP per no saltar-se la llei i poder posar en marxa l'equip.

A continuació una taula resum de les simulacions realitzades:

	Recovery			
	10 %	20 %	30 %	
Permeat RO	204	408	612	m3/dia
Rebuig RO	1836	1632	1428	m3/dia
Cond rebuig	6,2	6,2	6,3	mS/cm
Cond ETP	5,6	5	4,4	mS/cm

Figura 8.16. Taula resum simulació escenari 1 (Font: pròpia)

Cal saber quina és la conductivitat de sortida a l'ETP en cas que s'eliminés les regeneracions dels tractaments de fabricació del seu balanç. L'experiència i les bases de dades de la planta pilot de la RO han permès aproximar un valor mitjà d'aquesta conductivitat igual a 5000 - 5200 µS/cm de mitjana.

Si comparem les simulacions de l'escenari 2 amb les fetes anteriorment a l'escenari 1, es veu que la conductivitat a l'ETP és més elevada (l'actual) i per tant la RO podria funcionar entre el 10% i 20% de grau d'aprofitament. Si la sortida del MBR té valors al voltant de 5200 µS/cm, s'haurà de treballar amb aquestes condicions per tal de no superar els 5800 µS/cm límit establerts. Això significarà produir entre uns 8,5 m^3/h i uns 17 m^3/h.

Però aquesta modificació també té conseqüències:

- La fàbrica no tindria cap sortida de rebuig directa al riu, factor que augmenta el cost d'abocar el rebuig 6,7 vegades l'actual.
- La bomba de laminació pot treballar a un cabal màxim de 12,24 m^3/h i el cabal calculat hauria de ser 15 m^3/h. Això comporta a invertir en una nova bomba o permetre que la piscina sobreïxi més. En cas que no es canviï la bomba, aquesta hauria de treballar al màxim rendiment, i les probabilitats d'un mal funcionament o d'avaria augmenten potencialment.
- L'equip de RO té molts problemes per treballar amb graus d'aprofitament per sota el 20%, per tant la planta hauria de ser parada molt freqüentment.

8.4. Tria de solució a curt termini

És fàcil pensar que, si hi ha problemes amb les conductivitats del cicle de l'aigua, la solució més òptima és no posar en marxa l'equip d'osmosi inversa per aprofitar aigua pel circuit de refrigeració. Però aquesta tecnologia és nova pels operaris de la fàbrica que hauran de portar la planta. Per tant, és important realitzar la formació dels operaris com més aviat millor i practicar amb l'equip encara que la màquina no funcioni a ple rendiment. D'aquesta forma s'agafarà experiència i quan el problema de la conductivitat estigui resolt i la màquina pugui funcionar al seu màxim rendiment, els operaris ja estaran habituats al funcionament i estaran formats per complet.

Per aquesta raó és important fer la tria d'una solució provisional que permeti tenir l'equip en funcionament i començar a estalviar aigua i agafar experiència.

Els dos escenaris requereixen la instal·lació de diverses canonades. S'ha dissenyat un plànol provisional de la magnitud d'aquestes instal·lacions. Totes les canonades estan instal·lades excepte les dels filtres ronyó, les purgues de les torres i la unió dels tractaments d'aigua de fabricació a l'existent canonada de calderes i A2 T.

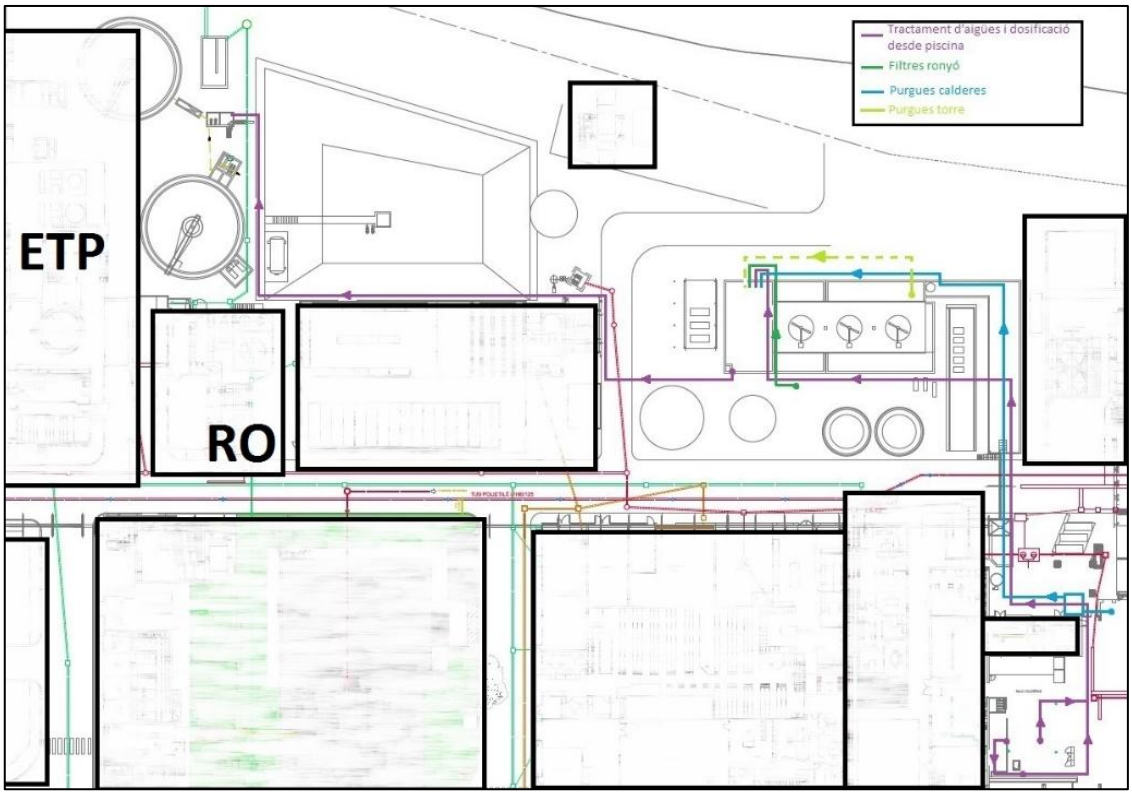


Figura 8.17. Adaptació plànol instal·lació canonades escenaris 1 i 2 (Font: empresa)

Termes en comú en els dos escenaris:

- La piscina blava estarà a nivells força alts de mitjana i l'excedent que no es bombegés aniria a l'ETP per la via de clavegueram.
- La RO no pot treballar al màxim rendiment en cap situació.
- Sempre es treballarà molt a la bora dels valors límits de conductivitat, això provoca que quan hi hagi neteges de les línies, o altres factors que facin augmentar la conductivitat mitjana del cicle de l'aigua, la planta de RO haurà de ser aturada.
- El cost econòmic d'implantar un dels escenaris és elevat, no pels equips a instal·lar, sinó perquè no es tirarà cap rebuig al riu i no s'aprofitarà amb la RO tanta aigua com per compensar el cost energètic.

En cas que es volgués posar en pràctica un dels escenaris, aquestes són les seves diferències a tenir en compte:

- L'escenari 1 permet produir més aigua osmotitzada i millora el funcionament de l'ETP, ja que es disminueix la conductivitat.
- L'escenari 2 té un cost d'inversió econòmica més baix, ja que no s'ha d'instal·lar una recollida del rebuig dels tractaments de fabricació (Pressupost a la pàgina núm 129).
- L'escenari 2 tindrà menys problemes de manteniment, ja que la piscina no sobreeixirà tan com en l'escenari 1.
- El marge d'error dels càlculs és més elevat en l'escenari 1 que l'escenari 2, ja que la hipòtesis es desvia més de l'actual funcionament.
- El funcionament de la RO serà més estable i s'haurà d'aturar menys en l'escenari 1, ja que el grau d'aprofitament no és tan proper al seu valor mínim del 20%.

Tenint tots aquests valors en compte, l'opinió personal de l'estudiant és treballar més a fons la possibilitat d'implantar l'escenari 1 i realitzar alguna prova provisional amb la planta pilot de la RO per veure si la simulació s'allunya molt de la realitat. En cas que els valors de prova no s'ajustessin a la simulació, es passaria a implantar l'escenari 2.

Qualsevol dels dos escenaris permetria posar en funcionament l'equip d'osmosi inversa, agafar experiència, formar els operaris i començar a estalviar aigua. Per tant, l'estudiant també creu que és important posar en marxa l'equip en aquesta forma provisional encara que s'hagi d'aturar sovint i es treballi a valors de conductivitat tan pròxims als límit establerts per enviar al col·lector municipal.

9. Solucions a llarg termini

El nou plantejament, després que es veiés que els tractaments d'aigua amb resines d'intercanvi iònic operaven correctament, ens ha portat a buscar i estudiar una solució que elimini el problema de la conductivitat de forma permanent. Una solució que permeti fer treballar l'ETP i la planta d'osmosi inversa al seu màxim rendiment sense tenir laminacions de dissolucions de sals concentrades des de la piscina blava.

El cicle d'aigua comença amb conductivitats de 700 µS/cm i, després del procés de fabricació, tenim sortides del cicle amb conductivitats de 5000 µS/cm. Per tant, hi ha dos factors, en l'àmbit general, que fan augmentar la conductivitat al llarg del cicle. El primer factor, que ja s'ha comprovat que és una gran amenaça, són les regeneracions de les resines dels tractaments d'aigua per intercanvi iònic. L'altre factor és el procés de fabricació, que per qüestions òbvies de l'empresa, no pot ser modificat.

S'ha d'idear, per tant, una solució que permeti eliminar les regeneracions de les resines dels tractaments d'aigua i disminuir la concentració de sals dissoltes de l'entrada a menys de 700 µS/cm.

Si aconseguim que l'entrada del cicle de l'aigua sigui a una conductivitat mínima i eliminar, a més, el major causant d'augmentar la conductivitat del cicle, els concentrats que es formin a procés de fabricació no seran una amenaça i no caldrà modificar res. Complint això podrem treballar a màxim rendiment amb la planta d'osmosi inversa i l'ETP tindrà conductivitats més baixes i funcionarà millor.

Com s'ha estat treballant amb equips d'osmosi inversa i ja s'entén el seu funcionament, s'ha ideat les solucions a partir d'aquests sistemes de tractament d'aigua. Tot i això, també s'han valorat altres mètodes fisicoquímics per resoldre el problema plantejat.

Per tal d'eliminar la conductivitat d'entrada de l'aigua de pous, s'ha estudiat la instal·lació d'un equip d'osmosi inversa entre els tancs d'aigua de pous i els tractaments d'aigua. Aquest plantejament ens assegura, des de l'entrada del cicle, tenir una conductivitat pràcticament nul·la i, per tant, tantejar la idea d'eliminar els tractaments d'aigua si aquesta ja no té sals dissoltes.

Aquesta idea pot produir-se en diferents escenaris, ja que potser, no cal tractar tota l'aigua amb un equip d'osmosi inversa per tenir conductivitats baixes. O bé, dintre de tots els tractaments d'aigua, potser només substituint un d'ells per un equip d'osmosi ja s'obtindria una millora significativa per poder tenir en marxa la RO de la depuradora sense perill de parar-la.

S'ha treballat amb tres empreses externes per dissenyar diversos sistemes d'equips d'osmosi inversa que garanteixin les prestacions que necessita la fàbrica. Una d'elles ha destacat per proporcionar un

equip amb les característiques descrites i actualment s'està treballant per portar a terme el projecte que farà possible la instal·lació d'aquesta solució permanent.

Aquest apartat resumeix els escenaris que poden funcionar amb les característiques descrites. Tots aquells escenaris pensats que no han donat solució al problema no s'inclouen, ja que no són representatius.

9.1. Osmosi inversa a capçaleres

Tal com s'ha plantejat, es vol instal·lar un equip d'osmosi inversa al principi del cicle d'aigua (capçaleres) per tal de fer funcionar l'equip d'osmosi inversa del final del cicle (cues).

Per realitzar aquest estudi i comparar les diferents simulacions de cada possible solució, s'ha ideat un primer escenari (cas 0) que representa la situació actual. Després es veuran dos casos més, un per instal·lar una RO només pel tractament d'aigua de calderes (cas 1) i l'altre per unes RO que substitueixi tot el sistema de tractament d'aigua de calderes i part del tractament d'aigua de fabricació.

Aquestes són les hipòtesis que s'han tingut en compte per totes les simulacions:

- S'ha treballat en la línia del pitjor dels casos, és a dir, els valors seleccionats de conductivitat són valors límit per obtenir d'aquesta forma les condicions mínimes perquè funcioni. Per exemple, la conductivitat de sortida de l'ETP es mou, de mitjana, entre 5000 µS/cm, però la simulació s'ha realitzat a 5200 µS/cm, que és el seu valor mitjà límit.
- Es planteja el sistema com si es treballés en continu, però les regeneracions dels tractaments d'aigua no ho són i és difícil aproximar un valor en continu, ja que depèn directament de la demanda d'aigua dels processos de fàbrica. Aquest fet fa que la simulació representi el pitjor dels casos, és a dir, que totes les regeneracions arribessin conjuntament i de forma contínua.
- El cabal de les purgues de les torres i calderes i les regeneracions de les resines dels tractaments d'aigua estan calculats d'acord amb les neteges segons la durada dels cicles d'esgotament de les columnes.
- La demanda d'aigua de les torres de refrigeració està calculada a partir del *water map* i representen 26 m^3/h.
- Els cabals de captació de l'aigua i de l'ETP són trets del *water map*.
- El cost que apareix en les simulacions és relatiu, només és representatiu per comparar els diferents escenaris de cada cas.
- Els valors de funcionament de les RO estan ajustades als valors mínims i màxims que els equips poden suportar i estan avalats per les empreses proveïdores de les RO.

- No s'han realitzat simulacions amb les solucions a curt termini, ja que així s'ajusta més a la realitat i els resultats són més fiables.
- El cost d'abocar els rebuigs al riu o al col·lector municipal són 0,09 €/m^3 o 0,61 €/m^3. La font d'aquests valors han estat facilitats per l'empresa.

Totes les altres dades que s'han utilitzat per realitzar les simulacions són font de l'empresa i no estan incloses al *Annex A*.

9.1.1. Requisits i tria de cada cas

El sentit comú ens fa pensar que el millor seria tractar la totalitat de l'aigua captada als pous per un equip d'osmosi inversa, però aquesta solució ha estat descartada, ja que l'empresa té vàries preferències de més i la inversió d'una RO d'aquestes característiques és massa gran.

Aquesta i diverses raons més són causants que es plantegin, només, el cas 1 i el cas 2 nomenats anteriorment. A continuació es veuran quins requisits s'han de tenir en compte i el perquè s'han seleccionat aquests dos casos.

9.1.1.1. Ions de sílice a les calderes

Les resines del tractament d'aigua de calderes no reté els ions de sílice. Per aquesta raó, aquest podria formar sals de sílice en les calderes i deteriorar els equips. Per evitar-ho, es fan purgues de forma contínua a cada caldera per eliminar els concentrats acumulats de sílice. Aquestes purgues representen una gran pèrdua energètica per l'empresa. Per tant, amb la instal·lació d'una RO per calderes, les purgues es reduirien pràcticament fins a zero.

Anteriors estudis de l'empresa (per temes de confidencialitat no continguts a l'*Annex A*) i la coordinació amb l'empresa proveïdora de la RO han calculat que la inversió per la instal·lació d'un equip d'osmosi inversa només pels tractaments de calderes es recuperaria en menys de dos anys. Per aquesta raó, el cas 1 s'ha d'estudiar i mirar si només amb aquesta RO disminuiria suficientment la conductivitat per poder fer funcionar la RO de cues sense riscos.

9.1.1.2. Osmosi inversa pels tractaments d'aigua de fabricació

La política de l'empresa a l'hora de realitzar un projecte nou diu que aquest ha de quedar finançat en menys de dos anys. Per tant, si la inversió del projecte no és recuperada en 2 anys, el projecte no es pot portar a terme.

En el mateix estudi realitzat per l'empresa comentat a l'apartat *Ions de sílice a les calderes* anterior també es valorava si la instal·lació d'un equip d'osmosi inversa pels tractaments d'aigua de fabricació

tindria "feedback". Però en aquest cas, la inversió es recuperaria en més de dos anys. Per aquesta raó no es pot dissenyar dos equips per separat i s'ha pensat a fer més gran l'equip per les calderes i el permeat sobrant produït utilitzar-lo pel procés de fabricació (cas 2).

9.1.1.3. Requisits del procés de fabricació

En el procés de fabricació es demana una duresa pràcticament zero en l'aigua que s'utilitza. Per aquest motiu és tan important el bon funcionament dels tractaments d'aigua de fabricació.

Els equips d'osmosi inversa tenen un rendiment del 95%, per tant, del total de sals a separar un 5% travessen les membranes. Aquest fet és físic i per tant inevitable. Per aquesta raó, l'empresa proveïdora de l'equip considera que, si es vol produir una aigua amb duresa zero, s'han de mantenir els tractaments d'aigua en funcionament. D'aquesta forma ens assegurarem unes dureses nul·les en l'aigua de fabricació i calderes.

Això implica considerar que no es poden eliminar els tractaments d'aigua per intercanvi iònic, tot i que els cicles que tindran seran molt més llargs i es reduiran les regeneracions de forma exponencial, ja que l'aigua d'entrada tindria un 5% dels 700 µS/cm actuals.

9.1.1.4. Invariabilitat del tractament d'aigua del A2 T

El sistema de tractament d'aigua del A2 T ha estat sotmès a manteniment i revisat fa molt poc temps. El seu funcionament va una mica a part del procés normal de fabricació, ja que el procés de fabricació del producte A2 és únic. Per aquesta raó, l'empresa no vol modificar el sistema actual del A2 T.

D'aquesta forma queden descartats els darrers casos pensats i es centraran els estudis als dos casos comentats.

9.1.2. Cas 0: Sistema actual

Revisem el diagrama de blocs que tenim actualment amb la RO de cues suposadament en funcionament:

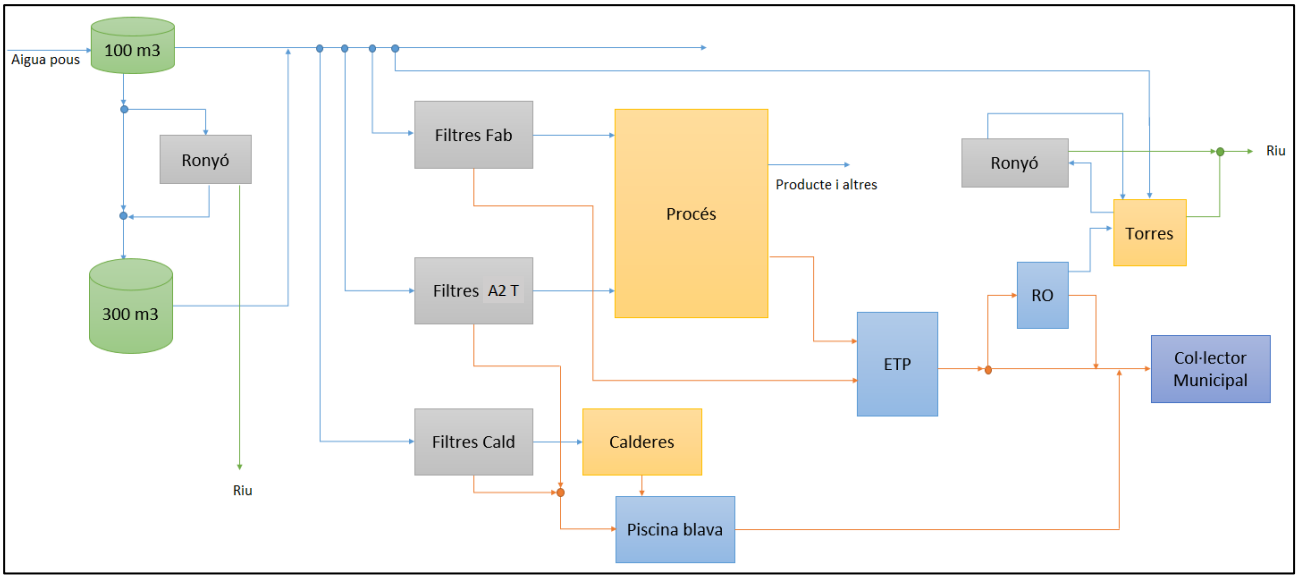
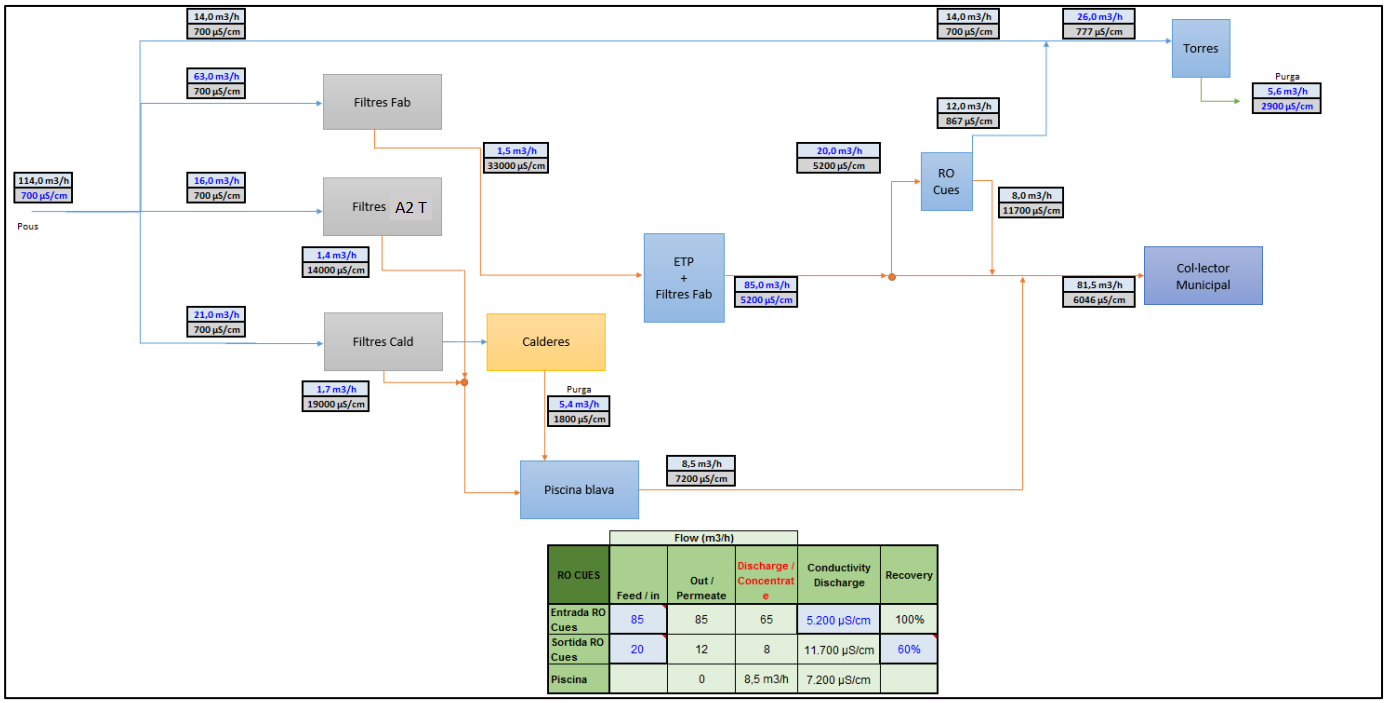


Figura 9.1. Diagrama de blocs actual (Font: pròpia)

Per tal de representar en genèric el funcionament del cicle que s'està estudiant i poder comparar el funcionament de les dues osmosis inverses que es proposen, s'ha simulat el procés global amb els seus respectius consums complint les hipòtesis mencionades a l'inici de l'apartat (a la pàgina núm 95).



RO CUES	Flow (m3/h)			Conductivity Discharge	Recovery
	Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate		
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	12	8	11.700 µS/cm	60%
Piscina		0	8,5 m3/h	7.200 µS/cm	

Figura 9.2. Simulació cas 0 (Font: pròpia)

Es pot comprovar que tot i operar amb la RO al mínim possible, els valors de conductivitat de sortida al col·lector són superiors al límit legal (*Resum de normatives* a la pàgina núm 127). Per tant, ara per ara, és inviable fer funcionar la planta d'osmosi inversa sense implantar una de les solucions a curt termini (*Solucions a curt termini* a la pàgina núm 74).

Aquesta simulació en marca el punt de partida, a partir d'aquí es desenvoluparan els dos casos. De la simulació de cada escenari de cada cas se'n seleccionarà una de referència sobre el valor límit de 5800 µS/cm del col·lector per tal de fer una comparativa ben referenciada de tot.

9.1.3. Cas 1: RO per calderes

El primer cas contempla una osmosi inversa que pugui produir 25 m^3/h d'aigua per les calderes. Sabem que els equips d'osmosi inversa generen un permeat, que és el terme d'interès en aquest estudi, i també generen un rebuig. Aquest rebuig és aigua neta amb una conductivitat suficientment baixa com per abocar-ho al riu. Tot i això, en aquest cas es plantegen tres escenaris diferents. Cada escenari utilitza el rebuig de la RO de forma diferent. En el primer escenari el rebuig es desvia al riu, en el segon es desvia a la piscina blava i en el tercer es desvia a les torres de refrigeració.

9.1.3.1. Escenari riu

Aquest és el diagrama que en surt:

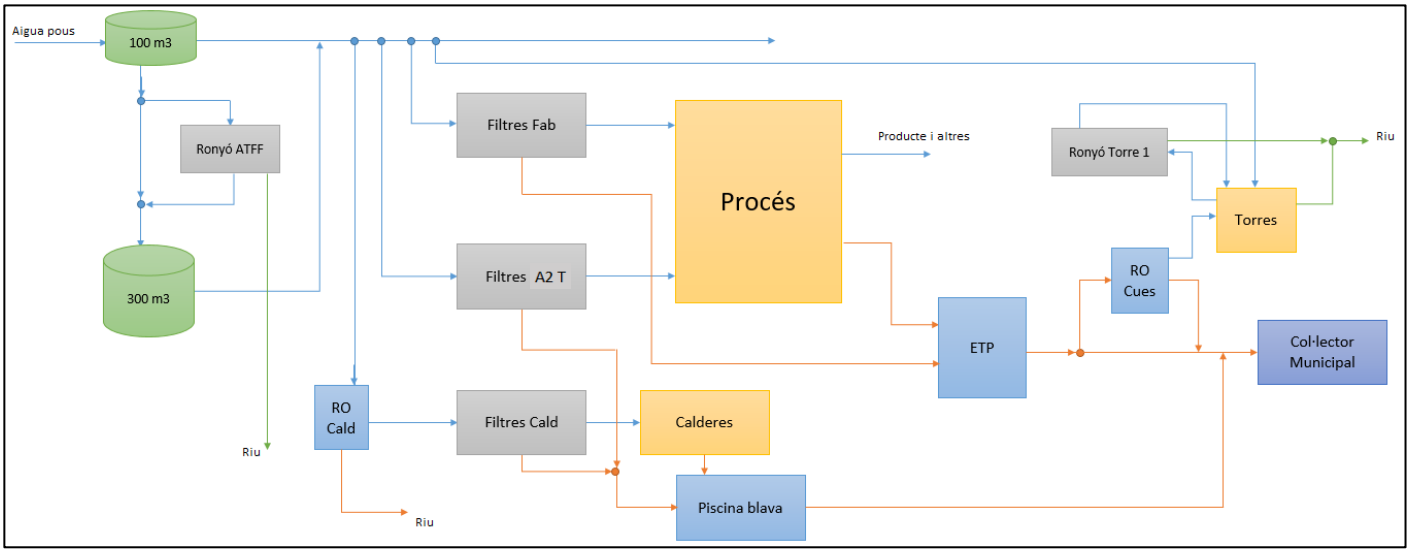


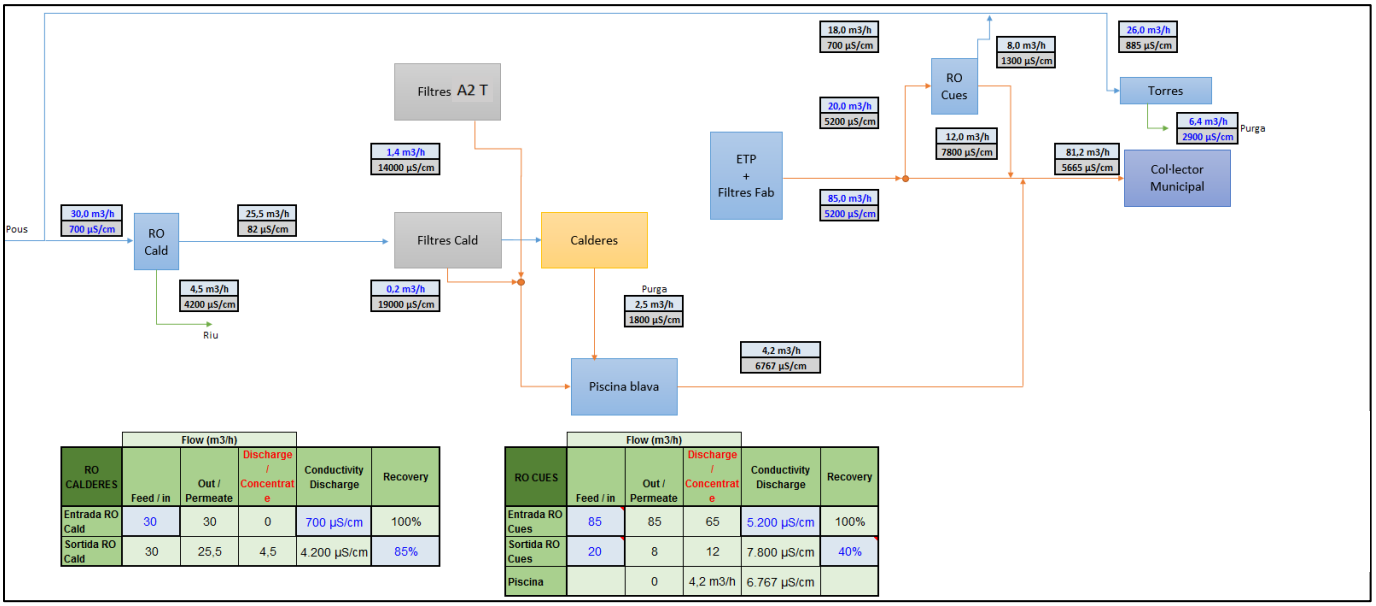
Figura 9.3. Diagrama de blocs cas 1 escenari riu (Font: pròpia)

Els factors que variaran respecte al cas 0 són els cabals de les regeneracions dels tractaments d'aigua de calderes i l'equilibri de la RO de cues amb la sortida al col·lector municipal.

Veiem que el bloc que canvia és només el circuit de calderes, per tant reduïm la simulació a aquest circuit. En aquesta simulació implantem dues hipòtesis addicionals:

- La RO de calderes funciona al màxim rendiment amb un grau d'aprofitament del 85% per minimitzar el cabal de rebuig i purificar al màxim el permeat.
- Es fixa el cabal d'entrada a la RO de cues a 20 m3/h, ja que és el mínim. Si es captés més aigua, la qualitat del permeat que aprofitaríem per a les torres hauria de ser de pitjor qualitat i no seria òptima.

Es plantegen tres situacions en aquest primer escenari segons el grau d'aprofitament de la RO de cues:

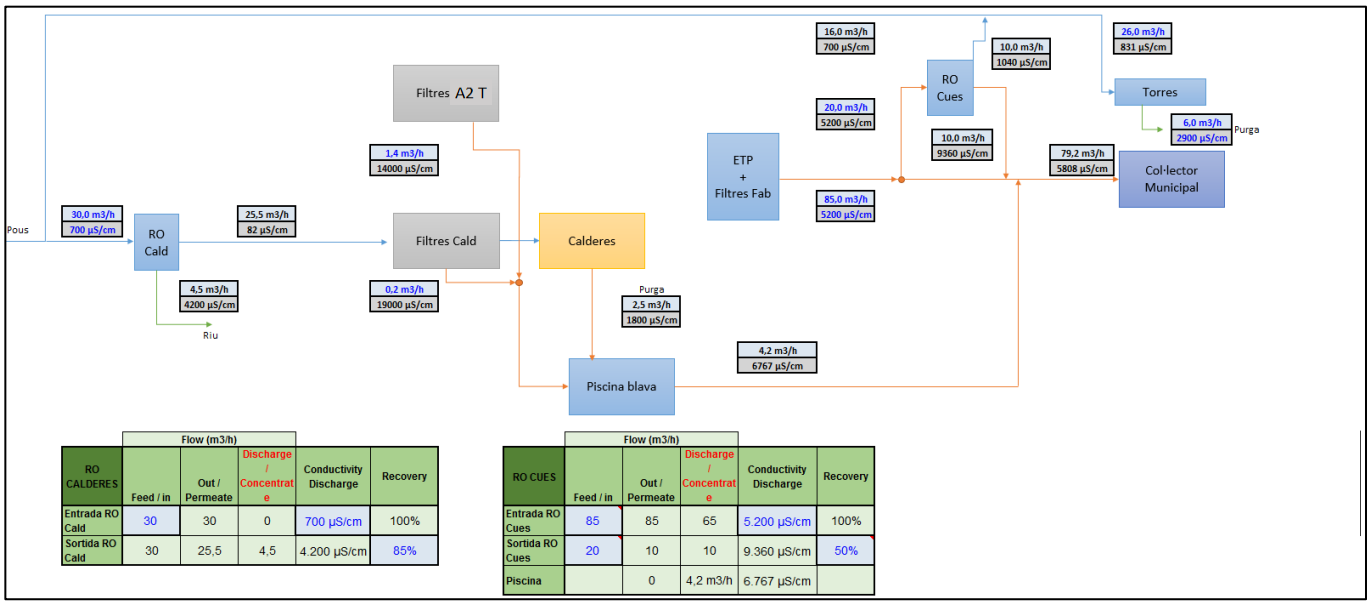


RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	8	12	7.800 µS/cm	40%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.4. Simulació cas 1 escenari riu RO cues al 40% (Font: pròpia)

Aquesta opció dóna un valor de conductivitat de sortida al col·lector menor al límit legal, ja que al permear menys, la conductivitat del rebuig de la RO és menor. Però això comporta a tenir una qualitat de permeat força dolenta, cosa que implica un total de purgues de torres més elevat. Per tant la RO de cues aprofita menys aigua i de pitjor qualitat.

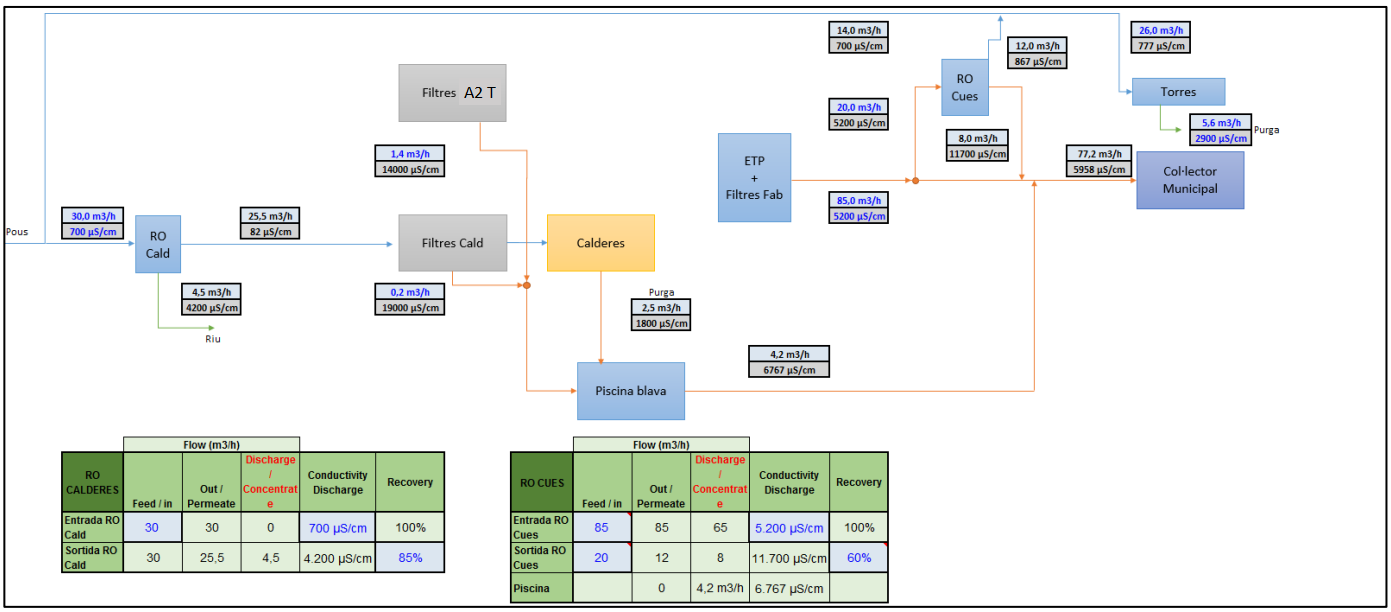


RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	10	10	9.360 µS/cm	50%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.5. Simulació cas 1 escenari riu RO cues al 50% (Font: pròpia)

Si augmentem el grau d'aprofitament al 50%, la conductivitat de sortida al col·lector augmenta i es posa al valor límit marcat per l'estudiant. S'aprofita més aigua que l'escenari anterior i la conductivitat del permeat és menor, cosa que comporta a realitzar menys purgues de les torres. Com que s'aprofita més aigua, el cost d'abocament disminueix, ja que s'envia menys aigua al col·lector municipal.



RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	12	8	11.700 µS/cm	60%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.6. Simulació cas 1 escenari riu RO cues al 60% (Font: pròpia)

Amb un grau d'aprofitament del 60% estem just al límit legal, per tant és impracticable. Val a dir que aquesta simulació ens permet veure la tendència que abans es comentava. En generar més permeat, aquest millora la seva qualitat, disminueixen les purgues de les torres i enviem menys quantitat de rebuig al col·lector. Per tot això el cost relatiu és més baix que als anteriors escenaris.

Per tant, en les comparatives amb els altres escenaris i casos utilitzarem la simulació del 50% de grau d'aprofitament en l'escenari riu del cas 1.

9.1.3.2. Escenari piscina blava

Aquest és el diagrama que en surt:

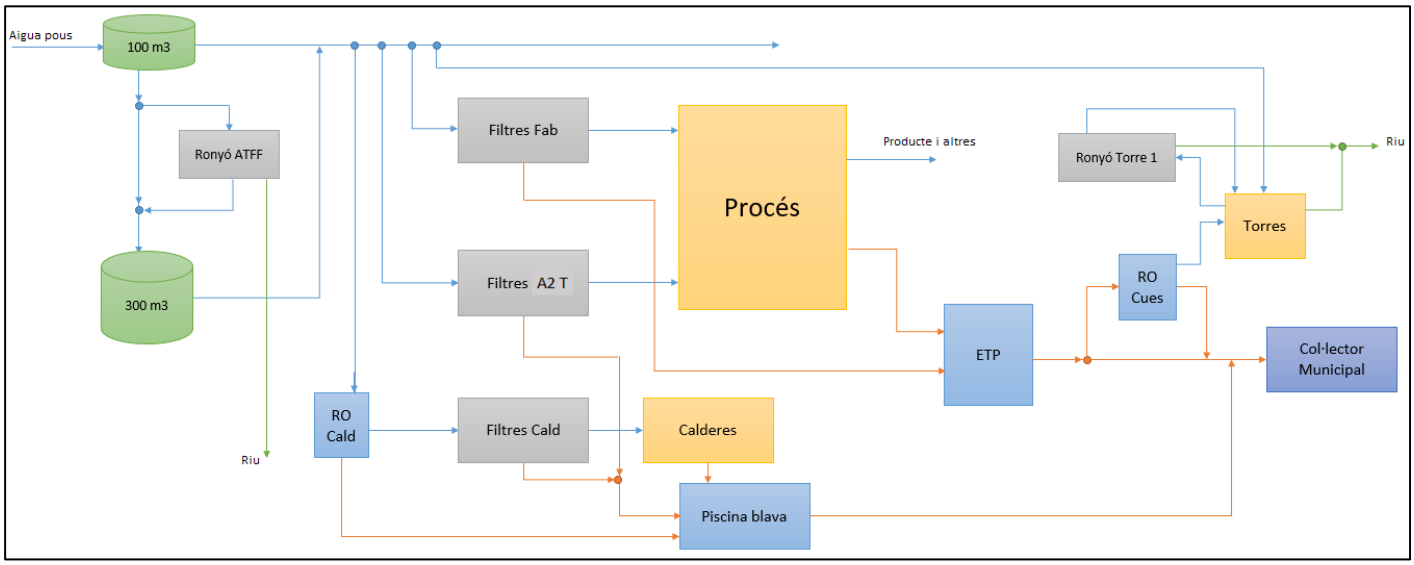
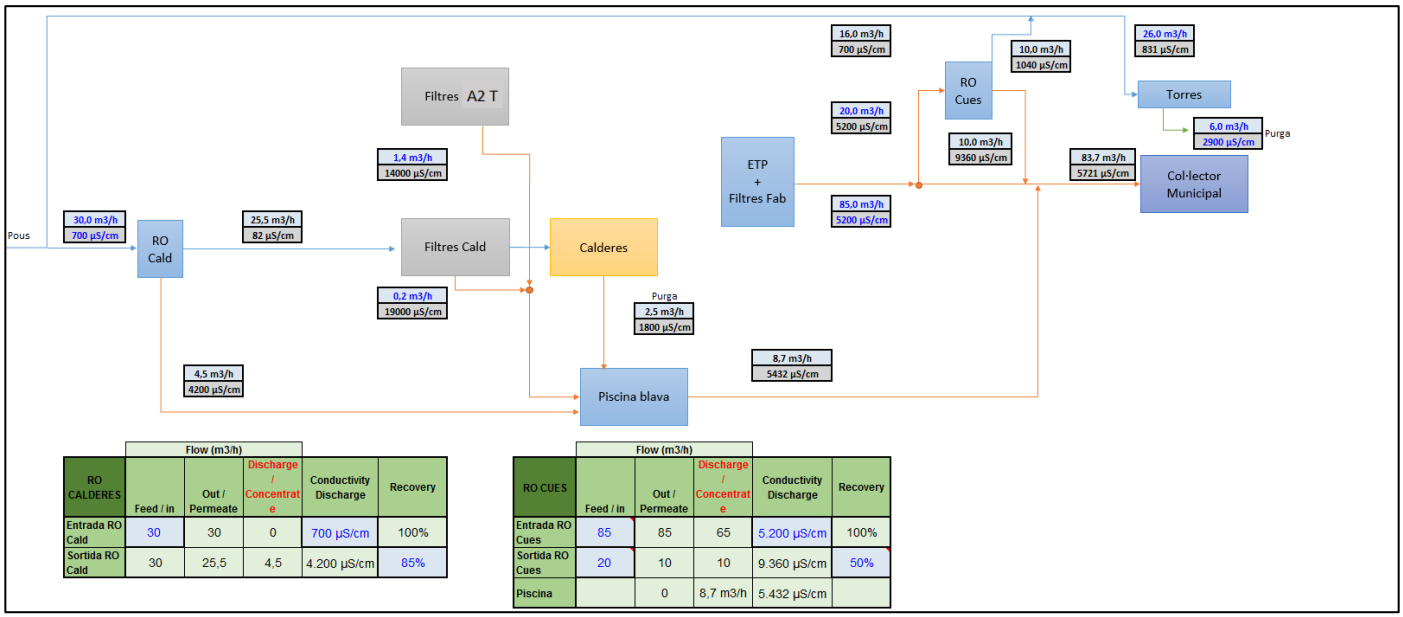


Figura 9.7. Diagrama de blocs cas 1 escenari piscina blava (Font: pròpia)

Els factors que variaran respecte al cas 0 són els cabals de les regeneracions dels tractaments d'aigua de calderes, el balanç de la piscina blava i l'equilibri de la RO de cues amb la sortida al col·lector municipal.

Veiem que el bloc que canvia és només el circuit de calderes, per tant reduïm la simulació a aquest circuit. En aquesta simulació implantem les mateixes hipòtesis addicionals que l'escenari riu.

Es plantegen tres situacions en aquest escenari segons el grau d'aprofitament de la RO de cues:



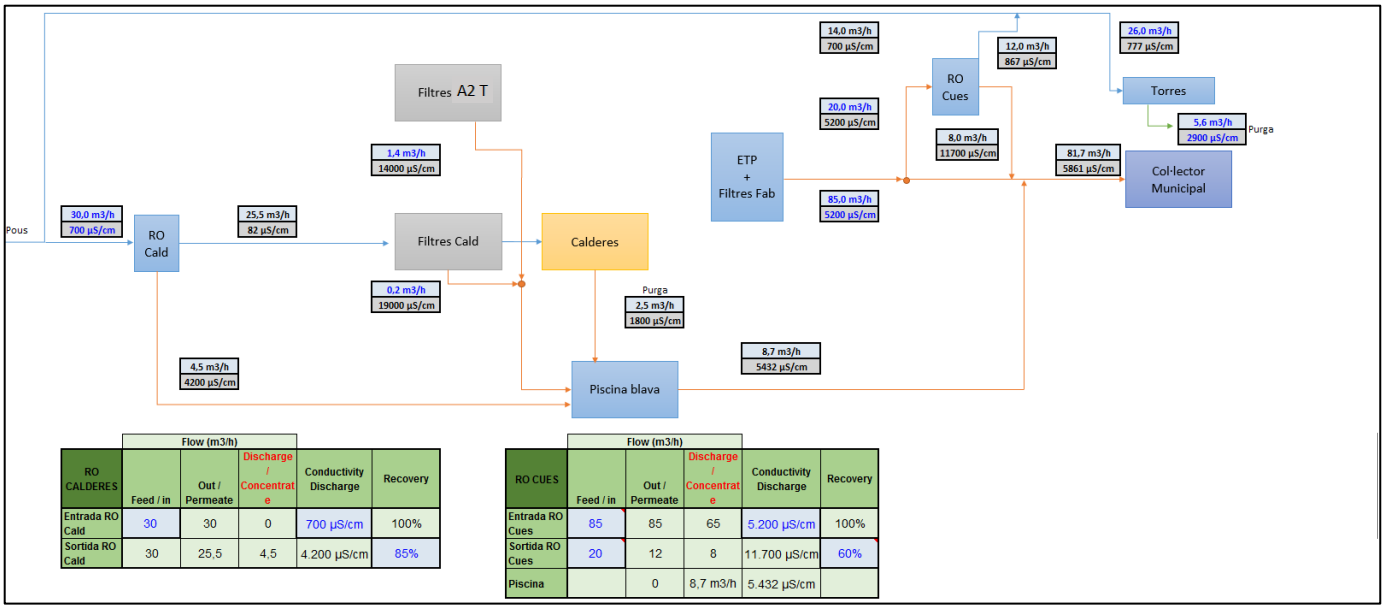
RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	10	10	9.360 µS/cm	50%
Piscina		0	8,7 m3/h	5.432 µS/cm	

Figura 9.8. Simulació cas 1 escenari piscina blava RO cues al 50% (Font: pròpia)

En comparació a l'escenari riu, ara diluïm el contingut de la piscina blava, cosa que permetrà, com en les solucions a curt termini, concentrar més el rebuig de la RO de cues. També val a dir que el cost relatiu és major, ja que ara el rebuig de la RO de capçaleres acaba al col·lector i no s'envia al riu.

En aquesta simulació, amb un grau d'aprofitament del 50%, la conductivitat a col·lector és inferior al límit de l'estudiant de 5800 µS/cm. El funcionament de la RO de cues és el mateix que en l'escenari riu al 50%.

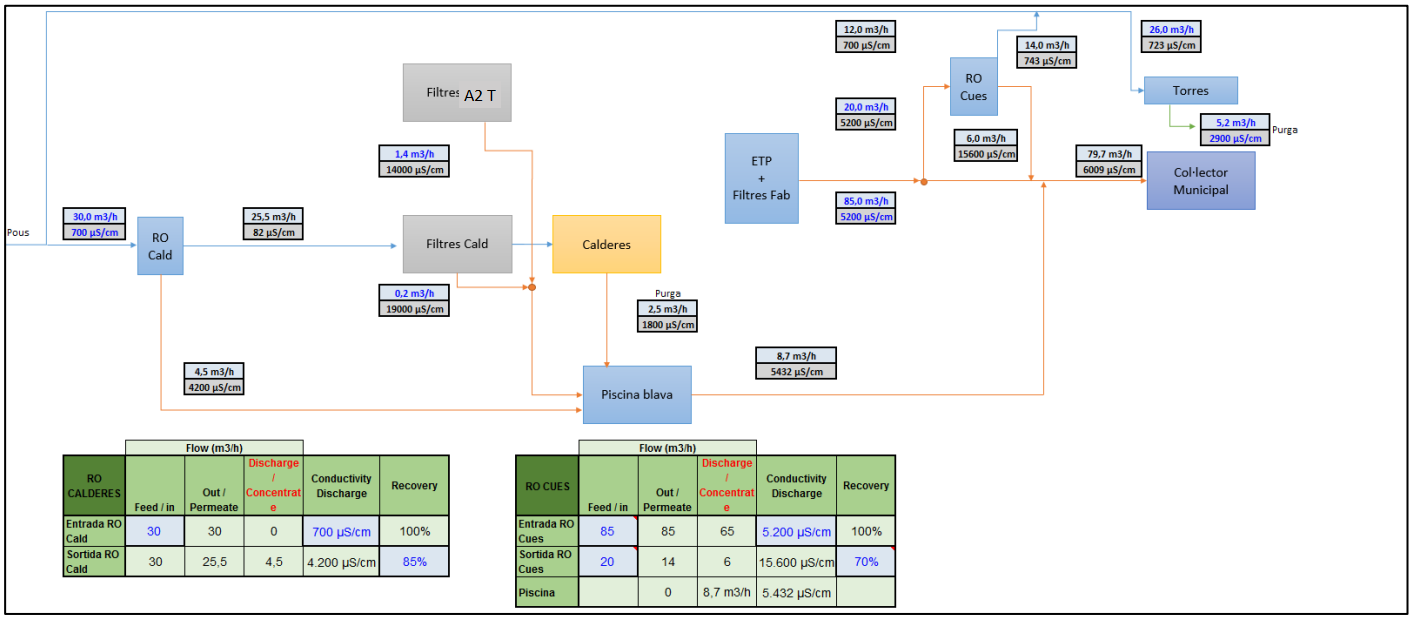


RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	12	8	11.700 µS/cm	60%
Piscina		0	8,7 m3/h	5.432 µS/cm	

Figura 9.9. Simulació cas 1 escenari piscina blava RO cues al 60% (Font: pròpia)

Si augmentem el grau d'aprofitament fins al 60%, ens movem sobre el límit de conductivitat establert per l'estudiant a la sortida a col·lector. La RO treballa igual que l'escenari riu al 60%. El cost relatiu en comparació al vist anteriorment és inferior perquè s'aboca més quantitat de rebuig al riu.



RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	14	6	15.600 µS/cm	70%
Piscina		0	8,7 m3/h	5.432 µS/cm	

Figura 9.10. Simulació cas 1 escenari piscina blava RO cues al 70% (Font: pròpia)

Aquest últim augment de grau d'aprofitament ens porta fora del límit legal. La RO de cues treballaria quasi al seu màxim rendiment (75%). El cost relatiu disminueix respecte als dos anteriors.

Per tant, en les comparatives amb els altres escenaris i casos utilitzarem la simulació del 60% de grau d'aprofitament en l'escenari piscina blava del cas 1.

9.1.3.3. Escenari torres

Aquest és el diagrama que en surt:

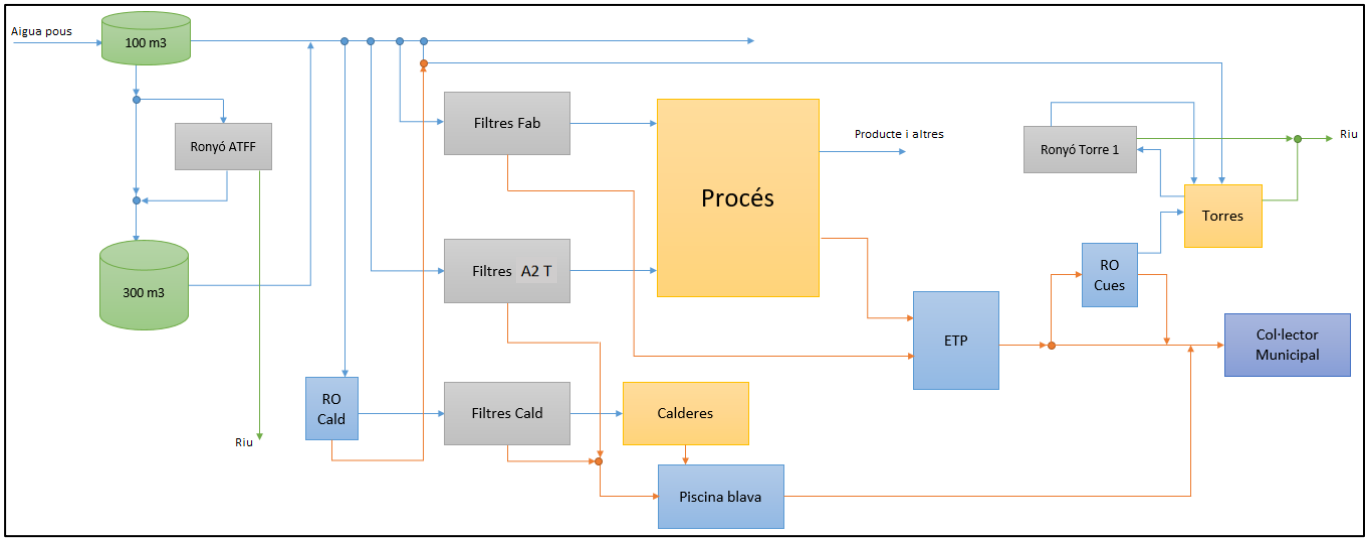
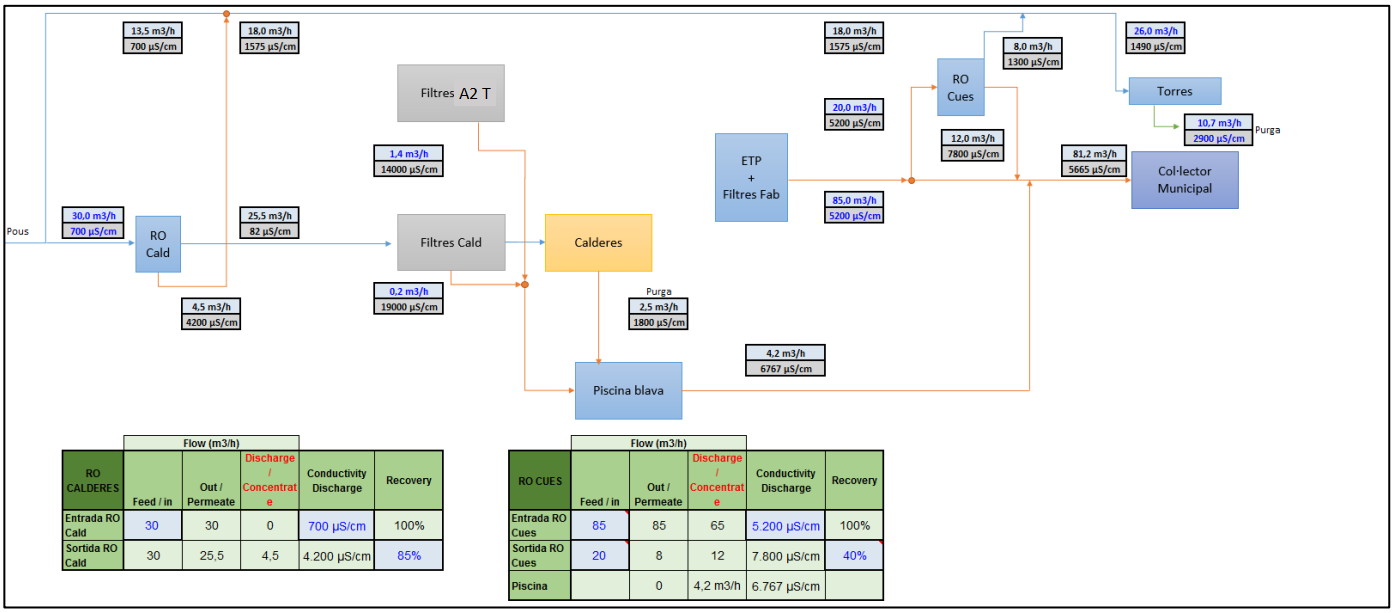


Figura 9.11. Diagrama de blocs cas 1 escenari torres (Font: pròpia)

Els factors que variaran respecte al cas 0 són els cabals de les regeneracions dels tractaments d'aigua de calderes, l'aigua captada de pous per les torres i l'equilibri de la RO de cues amb la sortida al col·lector municipal.

Veiem que el bloc que canvia és només el circuit de calderes, per tant reduïm la simulació a aquest circuit. En aquesta simulació implantem les mateixes hipòtesis addicionals que l'escenari riu.

Es plantegen tres situacions en aquest escenari segons el grau d'aprofitament de la RO de cues:

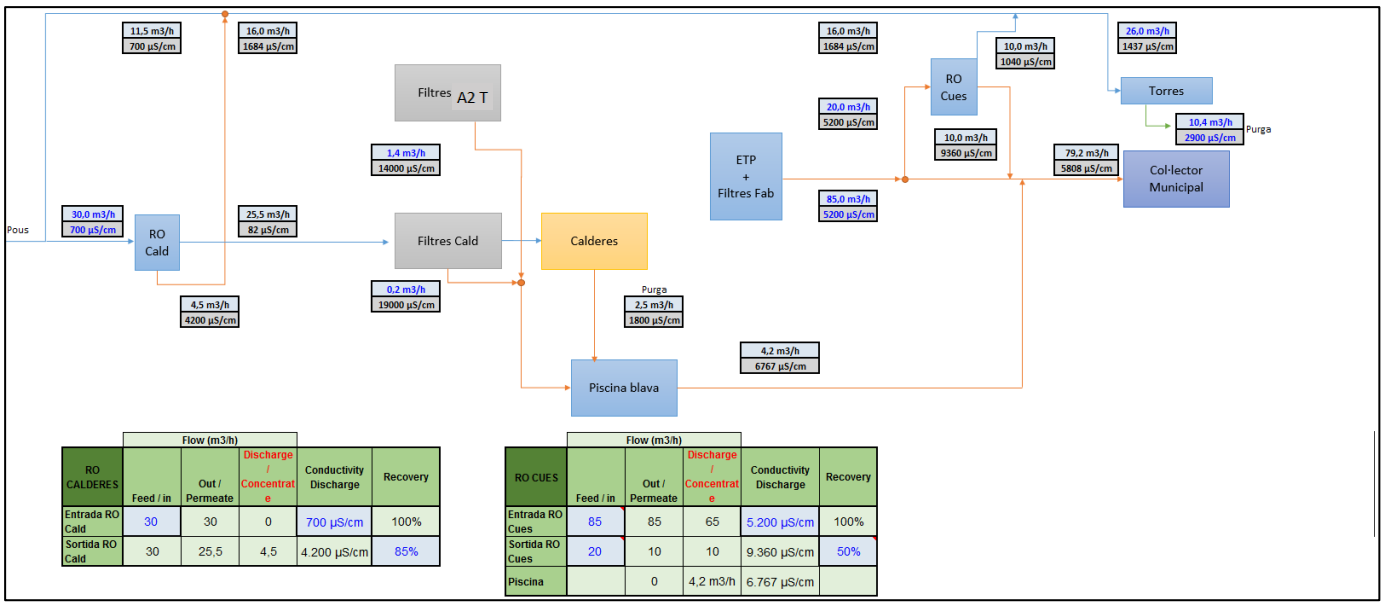


RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	8	12	7.800 µS/cm	40%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.12. Simulació cas 1 escenari torres RO cues al 40% (Font: pròpia)

En aquest escenari el balanç de la RO de cues i el col·lector municipal és el mateix que l'escenari riu. El que canvia respecte als altres escenaris és que es capta menys aigua de pous (balanç a *Comparativa dels escenaris per cada cas* a la pàgina núm 116) però la conductivitat del sistema de refrigeració augmenta i amb ell les purgues de les torres. És el més econòmic dels tres escenaris perquè es capta menys aigua dels pous i tot el rebuig de la RO de capçaleres va a riu.

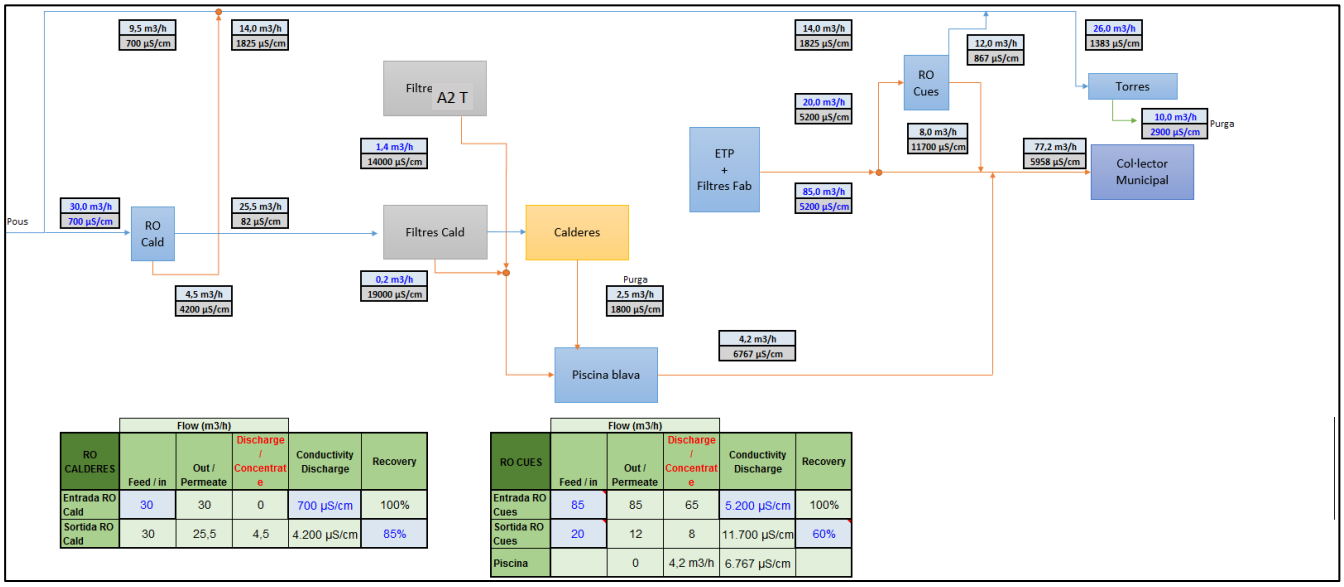


RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	10	10	9.360 µS/cm	50%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.13. Simulació cas 1 escenari torres RO cues al 50% (Font: pròpia)

Com es pot comprovar, la RO de cues es comporta igual que en l'escenari riu al 50%. La conductivitat de sortida té el valor límit fixat per l'estudiant. El sistema de refrigeració no ha variat, ja que la RO de capçalera ja funciona al seu màxim rendiment sense riscos.



RO CALDERES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cald	30	30	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO Cald	30	25,5	4,5	4.200 µS/cm	85%

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85	65	5.200 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	20	12	8	11.700 µS/cm	60%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.14. Simulació cas 1 escenari torres RO cues al 60% (Font: pròpia)

El sistema de refrigeració no varia i la RO de cues es comporta igual que en l'escenari riu al 60%, el valor del rebuig a col·lector és el límit legal i no es pot treballar sobre el límit.

Per tant, en aquest escenari torres, l'únic diferent a l'escenari riu és aprofitar el rebuig de la RO de capçaleres per les torres. Això augmenta la conductivitat del circuit de refrigeració però disminueix la captació d'aigua dels pous. A escala de cost relatiu és més econòmic, però en l'àmbit de funcionalitat s'augmenten molt les purgues de les torres.

De totes maneres, en les comparatives amb els altres escenaris i casos utilitzarem la simulació del 50% de grau d'aprofitament en l'escenari torres del cas 1.

9.1.4. Cas 2: Dues RO idèntiques per calderes i part de fabricació

Aquest nou cas representa la instal·lació de dos equips idèntics d'osmosi inversa de 40 m^3/h cada un. Amb aquests dos equip es podran tractar un total de 80 m^3/h, s'enviarà a calderes uns 30 m^3/h i el sobrant s'aprofitarà per al procés de fabricació.

Ja es va comentar que l'estudi realitzat per l'empresa i l'empresa proveïdora revelava que el projecte per les calderes sí que tenia retorn econòmic però pel sistema de fabricació no. Per tant, s'ha ideat aquest disseny de dues osmosis idèntiques. Que els dos equips siguin iguals té avantatges respecte a instal·lar un equip pel sistema de calderes i un pel sistema de fabricació per separat:

- Tots els recanvis de peces i equips són iguals.
- Es tindrà un sol sistema i equip CIP per les neteges.
- Es tindrà un sol tractament químic pels dos.
- Es tindrà un sol tanc de permeat pels dos, aquest tanc es té pensat aprofitar-lo de l'existent tanc per aigua de pous de 300 m^3.

Aquests avantatges redueixen molt el cost econòmic del projecte i permeten realitzar l'estudi i les simulacions pertinents per portar-ho a terme. Per aquesta raó l'empresa proveïdora ha fet una oferta per portar a terme el projecte, però abans s'ha de simular quins escenaris poden existir i decidir quin és el més apropiat.

Aquest cas 2 és un projecte més gran que el cas 1 anterior, per tant s'ha de valorar, també, si és possible fer funcionar la fàbrica amb aquest nou sistema d'osmosi inversa per tractar 80 m3/h de l'aigua dels pous.

9.1.4.1. Modificacions del sistema actual

Tenir dues plantes d'osmosi inversa que tracten grans quantitats d'aigua comporta a idear un plantejament del funcionament que s'haurà de tenir per tal de fer funcionar l'equip amb el mínim cost possible.

Fer un sistema totalment nou i adjuntar-lo a l'actual és una inversió econòmica molt gran i l'empresa, com és lògic, no ho vol portar a terme. Ara bé, si modifiquem el disseny actual de l'aigua el mínim possible per aprofitar-lo i implantar els equips d'osmosi inversa, aquesta inversió disminueix molt juntament amb els avantatges nomenats anteriorment.

Aquest és el disseny que s'ha ideat per tal de fer-ho possible:

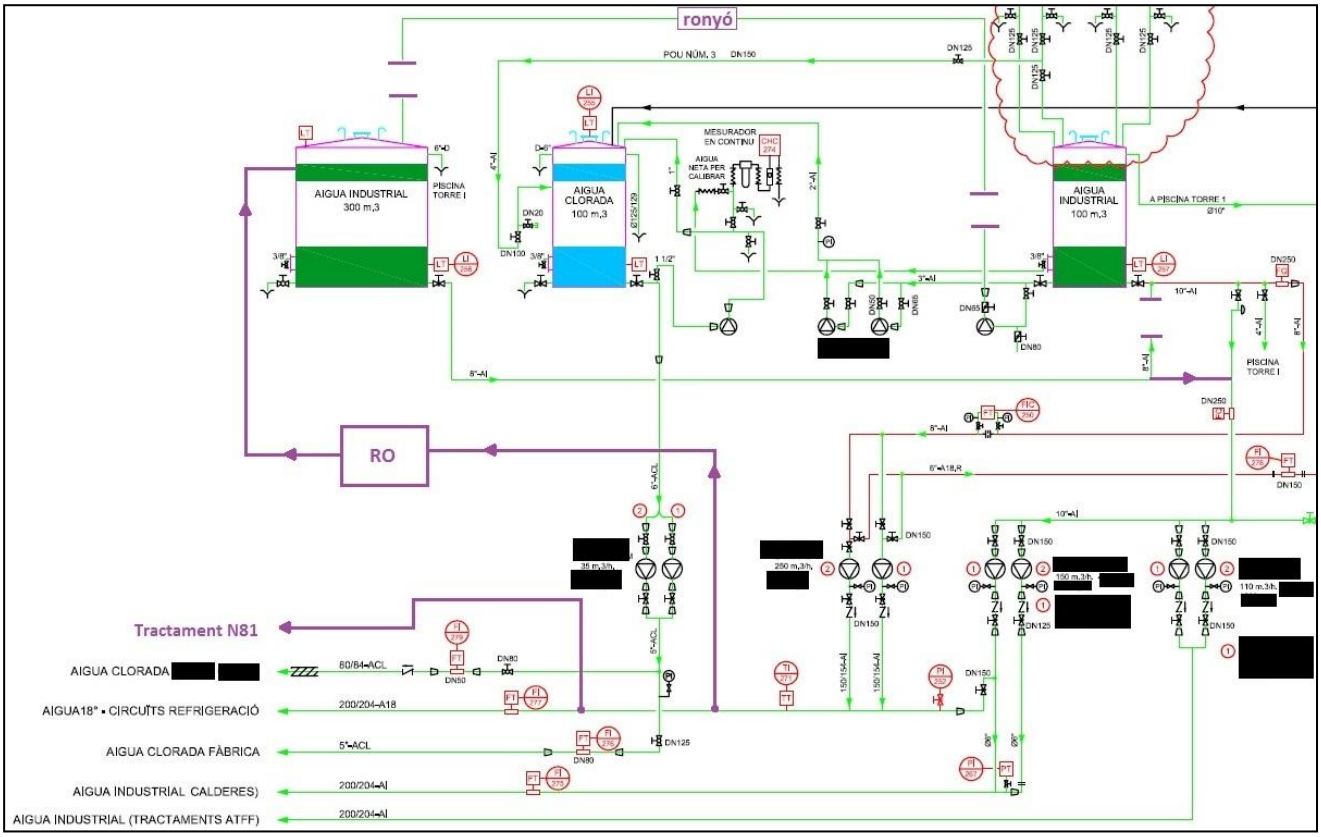


Figura 9.15. Modificació plànol captació d'aigua amb RO capçaleres (Font: pròpia)

L'aigua és captada dels pous i s'envia al tanc de 100 m^3 de color verd (núvol vermell de la figura 9.15). Aquesta aigua, actualment, es passa per un filtre ronyó i s'acumula en un tanc de 300 m^3 i, a partir d'aquest tanc, es distribueix als diferents tractaments d'aigua. Ara es té pensat utilitzar el tanc de 300 m^3 per emmagatzemar l'aigua osmotitzada de la RO de capçaleres. Per realitzar això s'ha de tallar l'enviament del tanc de 100 m^3 al filtre ronyó i col·locar-li una vàlvula de pas de papallona.

Actualment els dos tancs verds estan connectats a la seva sortida per enviar l'aigua a fàbrica, ja que aquesta operació la fan dues bombes. Per tant, en el cas de posar les RO, s'ha de tallar aquesta unió, mitjançant una vàlvula de papallona, ja que es distingirà entre aigua de pous i aigua osmotitzada.

En l'actualitat la línia d'aigua 18˚ està fora de servei. Aquesta línia serà l'encarregada d'enviar l'aigua dels pous des de el tanc de 100 m^3 a l'equip de les RO. D'aquesta línia s'extraurà una part pels tractaments d'aigua del A2 T. L'aigua osmotitzada s'emmagatzemarà al tanc de 300 m^3 i es distribuirà al sistema de calderes i fabricació per l'actual línia dels tractaments d'intercanvi iònic. A partir d'allà, el funcionament és com l'actual.

D'aquesta forma es podria fer funcionar l'equip sense gaires modificacions, per tant, amb una inversió econòmica més baixa que un equip totalment nou. La part positiva d'aquest nou disseny és que permet tornar al sistema actual si la RO de capçaleres no funciona o si el tanc de 100 m^3 es queda petit en moments de molta demanda d'aigua de pous.

Un cop tenim estudiada la línia de permeat, ens hem de plantejar la línia de rebuig de la RO de capçaleres. Per realitzar això utilitzarem el mateix mètode que el cas 1. Simularem escenaris per justificar el millor sistema de funcionament.

Si simulem el funcionament dels dos equips d'osmosi inversa al seu màxim rendiment, es pot veure que no es necessita captar aigua dels pous pel sistema de refrigeració en cap dels escenaris, de fet es permea més aigua del que cal. Això suposaria un cost addicional d'energia. S'haurà de considerar que produir més aigua de la necessària no és un camí vàlid per un rendiment energètic sostenible.

Per tant, es pot intuir que el funcionament més òptim serà el que cobreixi la demanda d'aigua de les torres de forma exacta. Aquest requisit ens disminueix les simulacions a fer. En aquest cas 2 es tindran els mateixos tres escenaris que el cas 1 (riu, piscina blava i torres) però només una simulació en cada escenari.

9.1.4.2. Escenari riu

Aquest és el diagrama que en surt:

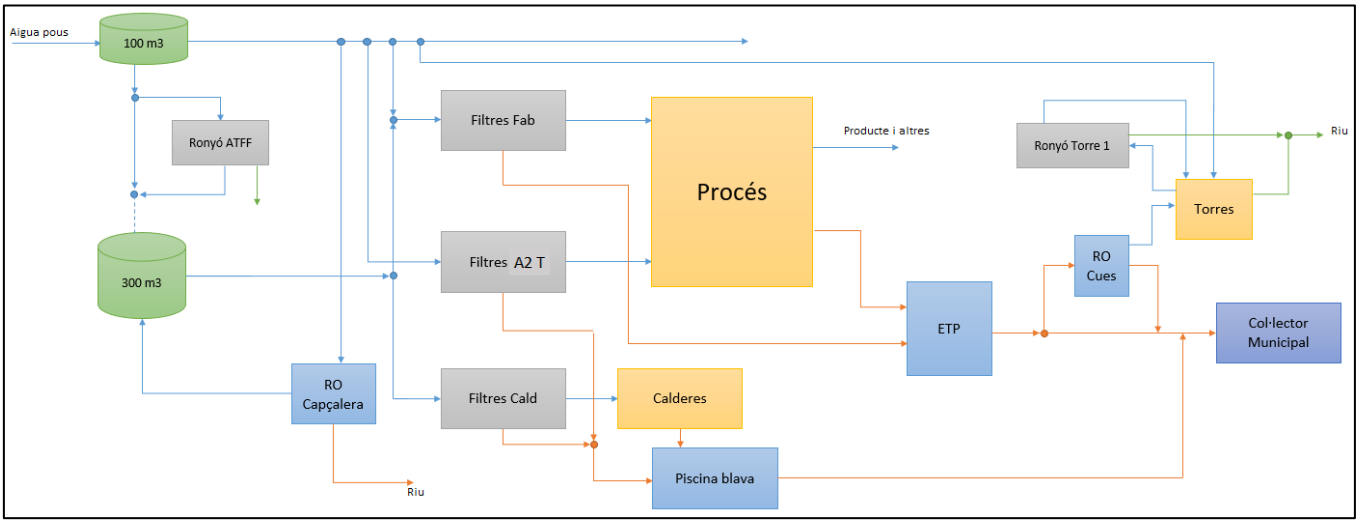


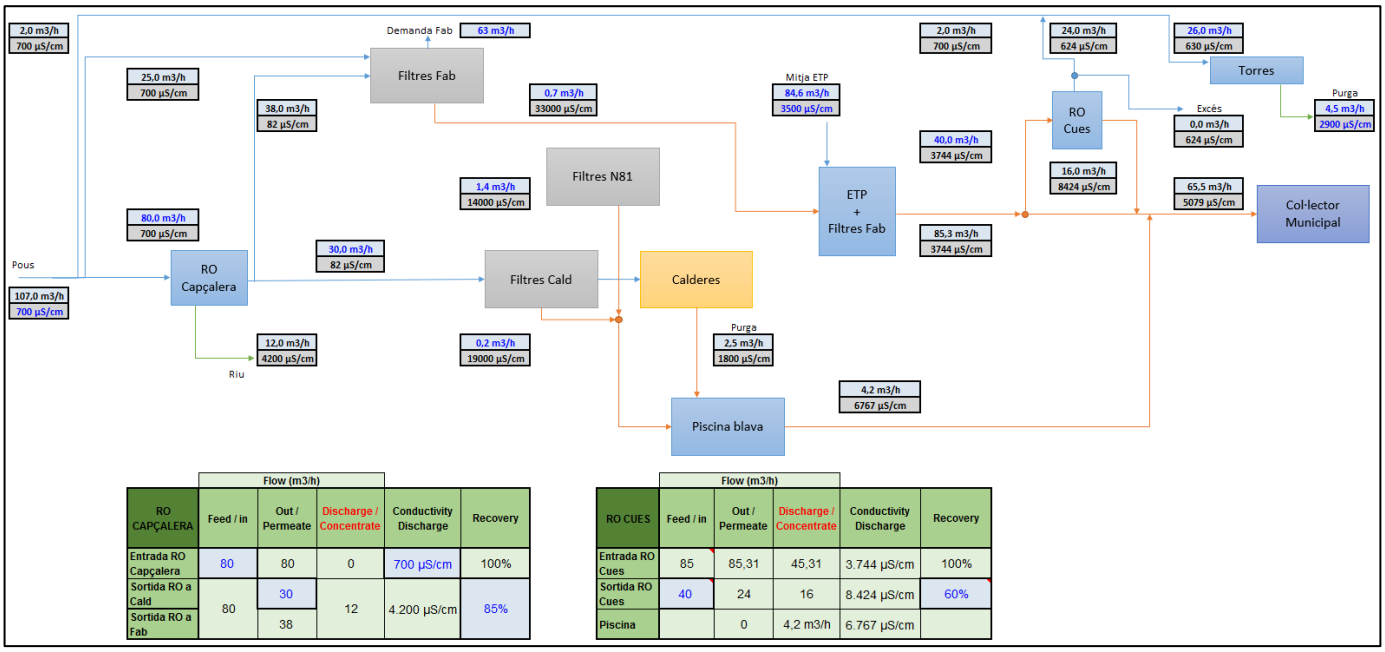
Figura 9.16. Diagrama de blocs cas 2 escenari riu (Font: pròpia)

Els factors que variaran respecte al cas 0 són els cabals de les regeneracions dels tractaments d'aigua de calderes i fabricació, l'equilibri de la RO de cues amb la sortida al col·lector municipal, la captació d'aigua dels pous i la conductivitat de l'ETP.

En aquesta simulació implantem quatre hipòtesis addicionals:

- La RO de capçaleres funciona al màxim rendiment amb un grau d'aprofitament del 85% per minimitzar el cabal de rebuig i purificar al màxim el permeat.
- Es fixa el cabal d'entrada a la RO de cues a 40 m^3/h, ja que és el cabal de disseny.
- Es referencia la demanda d'aigua de fabricació amb el *water map* i es considera que té un cabal de 65 m^3/h .
- La conductivitat i el cabal de l'ETP s'han calculat a partir de dades d'antics funcionaments més pròxims a l'actual i amb ajut de l'empresa proveïdora de la RO de cues.

Es plantegen dues situacions en aquest primer escenari segons el grau d'aprofitament de la RO de cues per veure les situacions de no arribar a la demanda de les torres i permear un excés d'aigua a cues:



RO CAPÇALERA	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Capçalera	80	80	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO a Cald	80	30	12	4.200 µS/cm	85%
Sortida RO a Fab		38			

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85,31	45,31	3.744 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	40	24	16	8.424 µS/cm	60%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

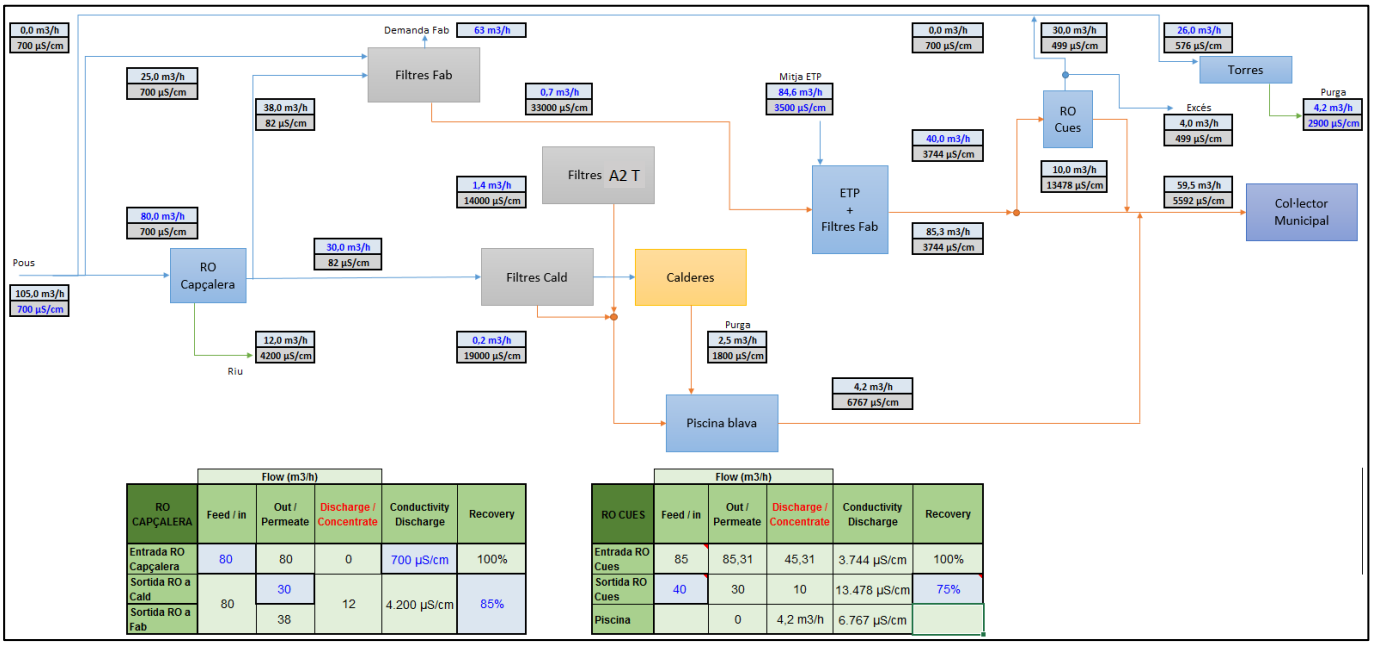
Figura 9.17. Simulació cas 2 escenari riu RO cues al 60% (Font: pròpia)

Tal com es comentava, l'aigua captada de pous travessa la RO de capçaleres i envia 30 m^3/h al sistema de calderes, tot el permeat sobrant s'envia als tractaments d'aigua de fabricació. Això causa una menor captació d'aigua en el procés de fabricació i una disminució en les regeneracions de calderes i fabricació.

L'osmosi inversa de cues pot treballar en les seves condicions de disseny captant 40 m^3/h d'aigua de l'ETP. Amb un 60% de grau d'aprofitament es té de sortida a col·lector uns 5000 µS/cm, tenint un marge força ampli amb el límit legal.

Poder permear 24 m^3/h d'aigua amb conductivitat baixa permet reduir la conductivitat en el sistema de refrigeració i es disminueixen així les purgues. Es capta una petita part d'aigua de pous per combatre la demanda de les torres de 26 m^3/h, per tant, aquest escenari correspon a la situació de no arribar a la demanda de torres.

En comparació al cost relatiu del cas 1, el cas 2 té un cost notablement inferior.



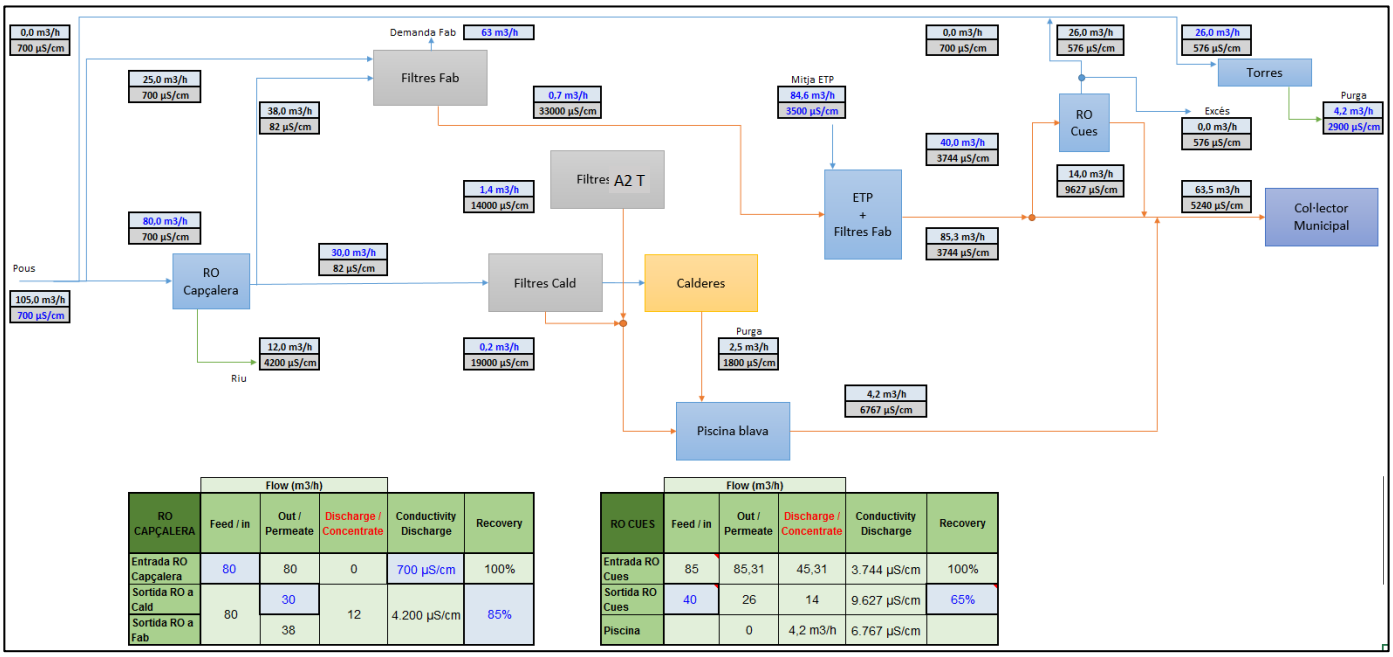
RO CAPÇALERA	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Capçalera	80	80	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO a Cald	80	30	12	4.200 µS/cm	85%
Sortida RO a Fab		38			

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85,31	45,31	3.744 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	40	30	10	13.478 µS/cm	75%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.18. Simulació cas 2 escenari riu RO cues al 75% (Font: pròpia)

Aquesta simulació correspon a tenir un excés de producció d'aigua osmotitzada. Cal saber que per un tema legal l'aigua produïda a partir d'osmosi inversa en un procés de fabricació com el d'aquesta fàbrica només es pot utilitzar per sistemes de refrigeració, això significa que per molt que es pugui produir més aigua, no es pot utilitzar per a res més que per refrigeració. Per tant no té sentit produir més aigua de la que es necessita. Si això no fos així, l'objectiu seria produir el màxim possible.

Extrapolant aquestes dues simulacions trobem que el funcionament òptim per combatre la demanda de les torres de refrigeració se situa a un grau d'aprofitament de la RO de cues del 65%. Els tres escenaris d'aquest cas se simularan en aquestes condicions.



RO CAPÇALERA	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Capçalera	80	80	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO a Cald	80	30	12	4.200 µS/cm	85%
Sortida RO a Fab		38			

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85,31	45,31	3.744 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	40	26	14	9.627 µS/cm	65%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.19. Simulació cas 2 escenari riu RO cues al 65% (Font: pròpia)

En aquest escenari cobrim tota la demanda de les torres de refrigeració sense arribar a conductivitats per sobre els 5300 µS/cm al col·lector municipal. S'han disminuït les purgues de calders i torres i les regeneracions de les resines. Es capta menys aigua, ja que se'n aprofita més. El cost relatiu és menor que el del cas 0 i el cas 1.

9.1.4.3. Escenari piscina blava

Aquest és el diagrama que en surt:

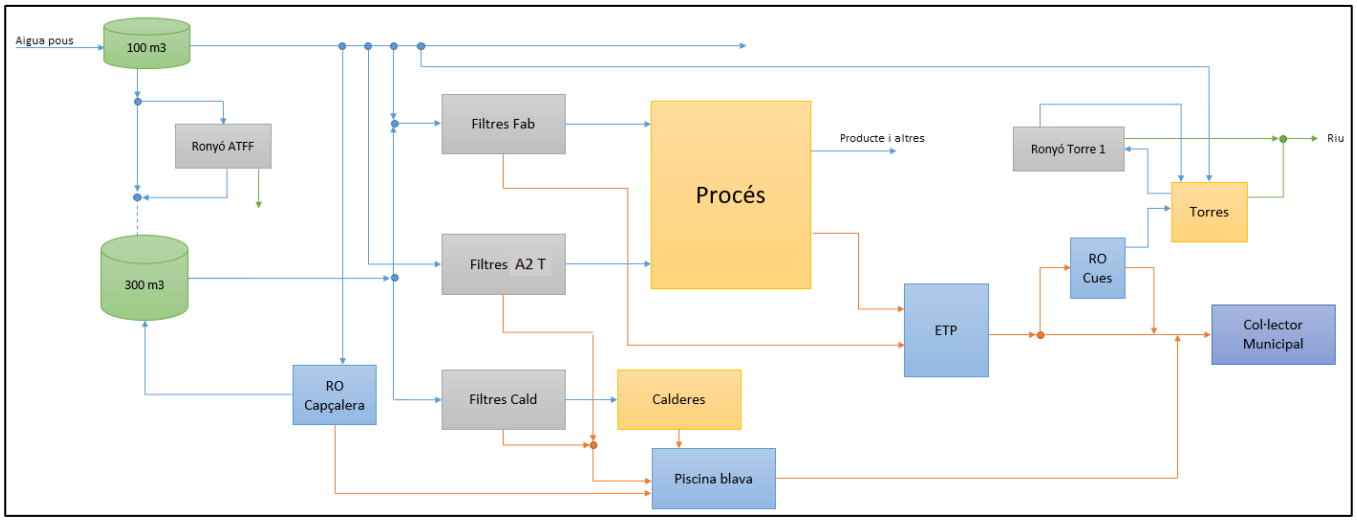
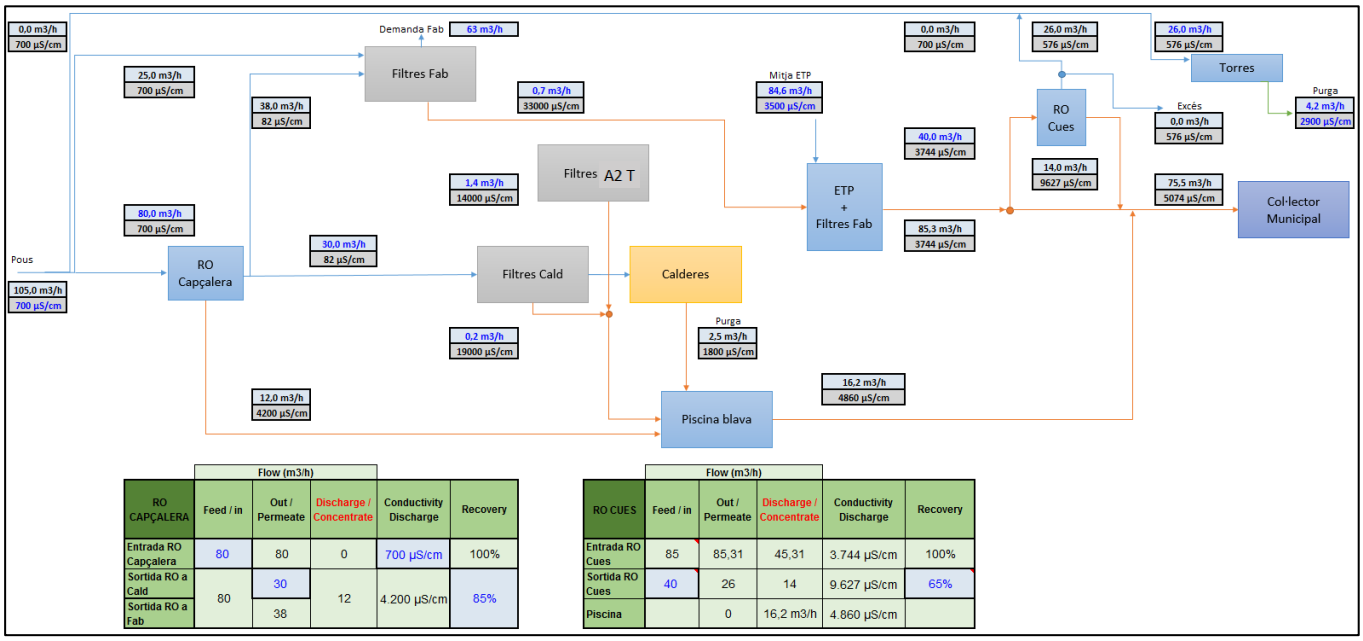


Figura 9.20. Diagrama de blocs cas 2 escenari piscina blava (Font: pròpia)

Les hipòtesis que es plantegen són les mateixes que l'escenari riu anterior. Es continua fent la simulació amb les especificacions que determinen una generació d'aigua osmòtica igual a la demanda de les torres. El disseny de les RO, doncs, no varien, però la conductivitat a col·lector i el cost relatiu si que ho farà.



RO CAPÇALERA	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Capçalera	80	80	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO a Cald	80	30	12	4.200 µS/cm	85%
Sortida RO a Fab		38			

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85,31	45,31	3.744 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	40	26	14	9.627 µS/cm	65%
Piscina		0	16,2 m3/h	4.860 µS/cm	

Figura 9.21. Simulació cas 2 escenari piscina blava RO cues al 65% (Font: pròpia)

Tal com s'esperava, el rebuig de l'osmosi inversa de capçaleres té un cost més elevat si l'enviem al col·lector. En contraposició, la conductivitat de sortida a col·lector disminueix uns 160 µS/cm, ja que ajudem a diluir a la sortida del cicle.

9.1.4.4. Escenari torres

Aquest és el diagrama que en surt:

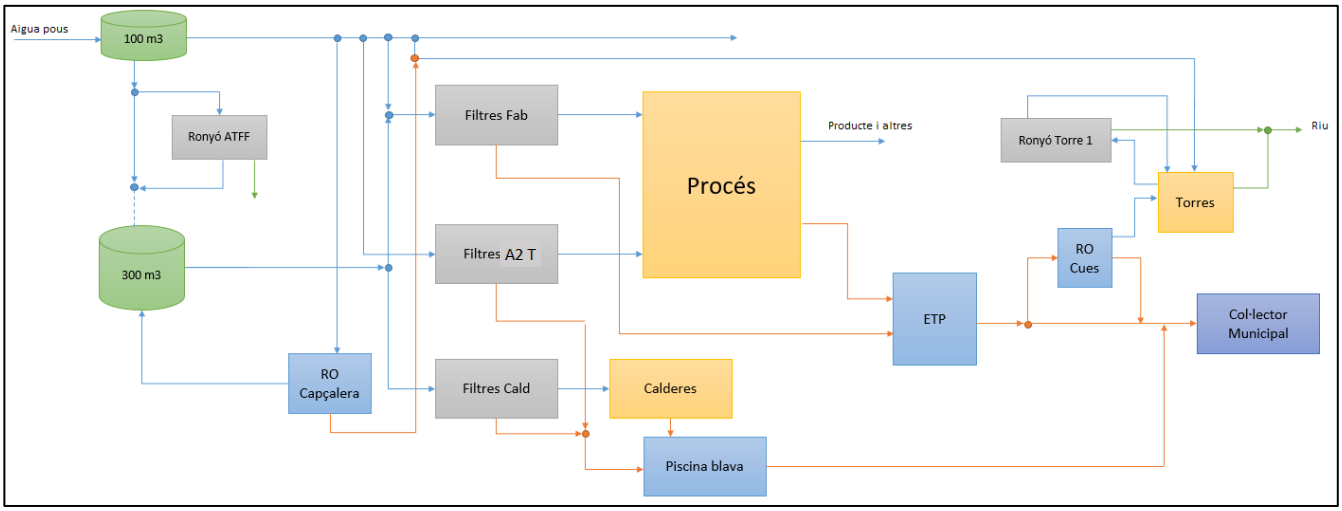
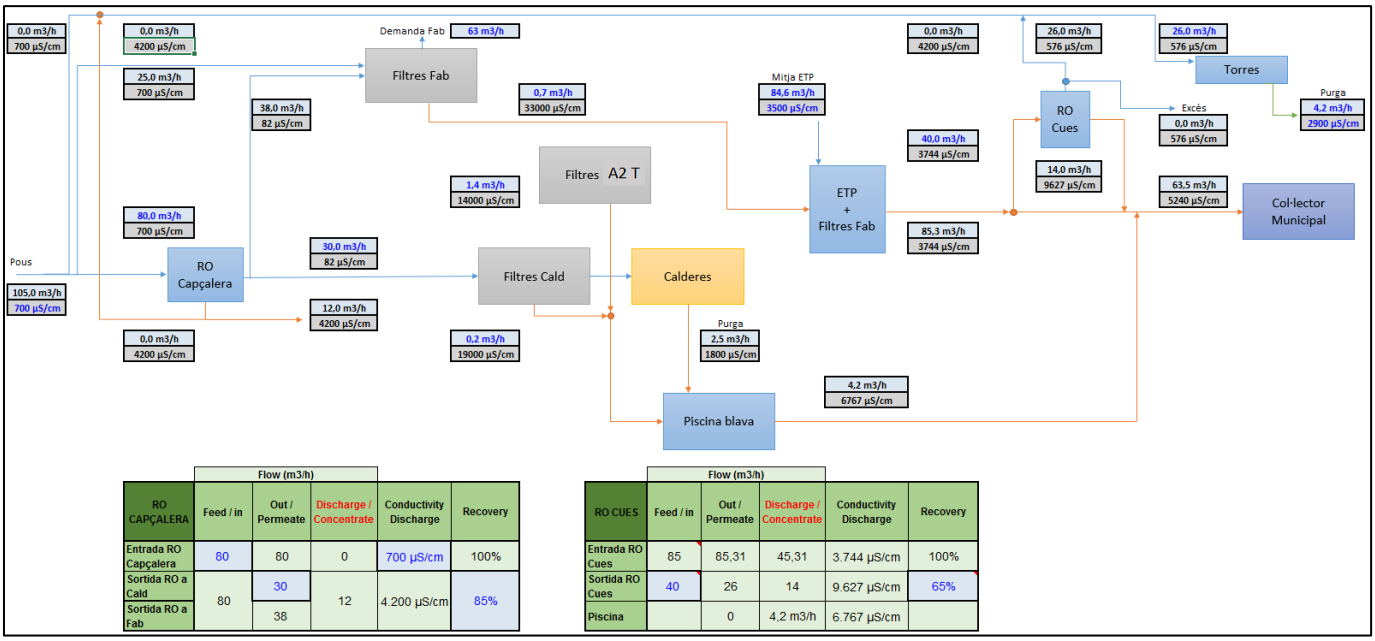


Figura 9.22. Diagrama de blocs cas 2 escenari torres (Font: pròpia)

Le hipòtesis que es plantegen són les mateixes que l'escenari riu anterior. Es continua fent la simulació amb les especificacions que determinen una generació d'aigua osmòtica igual a la demanda de les torres. El disseny de les RO, doncs, no varien.



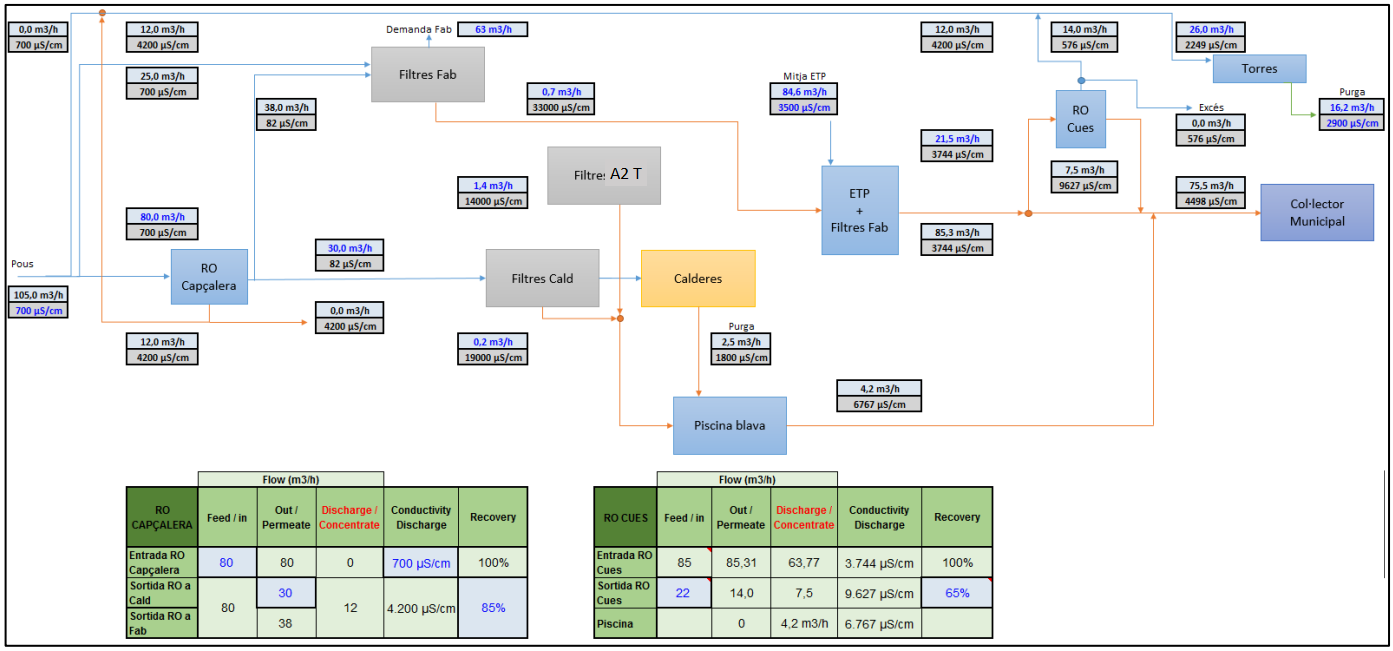
RO CAPÇALERA	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Capçalera	80	80	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO a Cald	80	30	12	4.200 µS/cm	85%
Sortida RO a Fab		38			

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85,31	45,31	3.744 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	40	26	14	9.627 µS/cm	65%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

Figura 9.23. Simulació cas 2 escenari torres RO cues al 65% (Font: pròpia)

Si ens fixem bé en aquesta simulació, veiem que és exactament igual a l'escenari riu. Això és a causa que si la RO de cues cobreix tota la demanda d'aigua de les torres, no cal aprofitar el rebuig de la RO de capçaleres per enviar-la a les torres.

Ara bé, si es vol aprofitar tot el rebuig de la RO de capçaleres, s'ha de produir menys aigua a la RO de



RO CAPÇALERA	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Capçalera	80	80	0	700 µS/cm	100%
Sortida RO a Cald	80	30	12	4.200 µS/cm	85%
Sortida RO a Fab		38			

RO CUES	Flow (m3/h) Feed / in	Out / Permeate	Discharge / Concentrate	Conductivity Discharge	Recovery
Entrada RO Cues	85	85,31	63,77	3.744 µS/cm	100%
Sortida RO Cues	22	14,0	7,5	9.627 µS/cm	65%
Piscina		0	4,2 m3/h	6.767 µS/cm	

cues per tal de cobrir la demanda. La simulació d'aquest escenari nou és la següent:

Figura 9.24. Simulació cas 2 escenari torres RO cues al 65% rebuig RO a torres (Font: pròpia)

Cal treballar amb valors de la RO de cues propers als valors mínims per tal de poder aprofitar tot el rebuig de la RO de calderes. Aquest nou escenari ens augmenten les purgues de les torres considerablement, per tant, en comparació a l'anterior, ens augmenta el cost relatiu. La conductivitat de les torres augmenta considerablement i per tant s'haurà de dissenyar un nou tractament químic. Això també comporta més cost econòmic.

Es veu llavors que en aquest cas 2 no té sentit aprofitar el rebuig de la RO de capçaleres per les torres de refrigeració.

9.1.5. Comparativa dels escenaris per cada cas

Un cop realitzades totes les simulacions, es disposa a comparar les més òptimes de cada esc
definir en quin d'ells es vol encaminar el projecte.

Per fer això s'ha realitzat una taula resum:

		Cas 0 ACTUALITAT	Cas 1 RO Calderes RIU	Cas 1 RO Calderes PISCINA	Cas 1 RO Calderes TORRES	Cas 2 RO Cald+Fab RIU	Cas 2 RO Cald+Fab PISCINA	Cas 2 RO Cald+Fab TORRES	
	Cabal aigua entrada Cost aigua pous 1,8 €/m3	114.0	125.0	123.0	120.5	121.0	121.0	121.0	m3/h
RO capçalera	Rebuig	---	4.5	4.5	4.5	12	12	12	m3/h
	Recovery	---	85	85	85	85	85	85	%
	Conductivitat	---	4,200	4,200	4,200	4,200	4,200	---	µS/cm
Tract. d'aigua	Cabal fabricació	1.8	---			0.8			m3/h
	Cabal calderes	1.4	0.2			0.2			m3/h
	Cabal A2 T	1.3							m3/h
RO cues	Rebuig	8.0	10.0	8.0	10.0	14.0	14.0	10.0	m3/h
	Recovery	60	50	60	50	65	65	75	%
	Conductivitat	11,700	9,360	11,700	9,360	9,731	9,731	13,624	µS/cm
Torres	Cabal aigua pou a torres	14.0	16.0	14.0	11.5	0.0	0.0	0.0	m3/h
	Purga	5.6	6.0	5.6	10.4	4.2	4.2	3.6	m3/h
	Excés aigua RO cues	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	4.0	m3/h
	Permeat a torres	---	10	12	10	26	26	30	m3/h
	Conductivitat col·lector	5,995	5,786	5,841	5,786	5,260	5,092	5,615	µS/cm
	Cabal colector	81	79	81	79	63	75	59	m3/h
	COST RELATIU TOTAL Cost col·lector 0,612 €/m3 Cost riu 0,0949 €/m3	1	0.983	1.005	0.983	0.804	0.928	0.754	

Figura 9.25. Taula resum simulacions RO capçaleres (Font: pròpia)

L'anàlisi d'aquesta taula resum no és trivial i escollir l'opció apropiada només depèn dels interessos de l'empresa. Es recorda que el cas 1 està simulat en un funcionament fora de la llei només per utilitzar-lo de referència. De totes maneres, es pot comparar terme per terme els diferents valors.

Començant per la captació d'aigua dels pous, es pot veure que instal·lar un equip d'osmosi, indistintament del cas, suposa un augment de la captació molt petit comparat amb l'actualitat. Es capta uns 10 m^3/h més d'aigua però se'n reaprofita una quantitat més gran en els dos casos, per tant, globalment, és òptim. S'ha de tenir en compte que en el cas 0 s'està permean 14 m^3/h a la RO de cues, però fora de la legalitat. Amb la RO de cues aturada, com actualment, es captarien 126 m^3/h i, per tant, es captaria menys aigua amb la instal·lació d'una osmosi inversa en qualsevol dels dos casos.

La RO de capçalera pot treballar al seu màxim rendiment en tots els escenaris de cada cas, això és perquè l'aigua que tracta és aigua neta dels pous. Amb un grau d'aprofitament del 85% es crea un rebuig amb una conductivitat de 4200 µS/cm. En cada escenari de cada cas es planteja un recurs per tractar aquest rebuig i, com que no supera el límit legal, es pot desviar directament al riu. S'ha

d'entendre que enviar-ho al riu és més econòmic que desviar-ho al col·lector municipal, però captar aigua per tornar-la al riu tampoc és bon negoci. Per aquesta raó s'han elaborat els diferents escenaris.

Instal·lar equips d'osmosi a capçaleres permet reduir el funcionament de les columnes d'intercanvi iònic pels tractaments d'aigua. Si l'aigua que entra a aquestes columnes té una conductivitat més baixa significa que l'osmosi inversa ja ha retirat un 90% d'aquestes sals. Per tant les resines treballen menys i els cicles d'aigua que poden tractar augmenta. Com més llarg sigui el cicle menys cops s'haurà de regenerar, això comporta un estalvi de consums de químics i aigua, i una disminució de la conductivitat global dels rebuigs.

En el cas 1 es redueixen només les regeneracions i purgues de calderes, per tant, el funcionament de l'ETP no varia i la conductivitat de l'osmosi inversa de cues no canvia massa. Sí que és veritat que a escala energètica i de projecte la implementació del cas 1 permetrà reduir les purgues de calderes i el consum de gas, però no permetrà fer funcionar la RO de cues al seu màxim rendiment.

En el cas 2 la cosa varia, com que s'aprofita una gran part de l'aigua osmòtica pel procés de fabricació, la conductivitat de l'ETP disminueix notablement i les regeneracions de les resines dels tractaments de fabricació, com les de calderes, també. Això comporta poder fer treballar l'osmosi inversa de cues tal com es va plantejar abans del canvi de les conductivitats del cicle de l'aigua.

Des del principi l'objectiu ha sigut reduir la conductivitat global del cicle de l'aigua per poder fer funcionar, sense risc de sortir de la legalitat, l'osmosi inversa que ja està instal·lada després de la depuradora. Tot i això, la solució plantejada en el cas 1, no permet aquest funcionament ideal de la RO de cues. S'ha de treballar amb graus d'aprofitament baix (50% - 60%) i permear poca aigua (8 m^3/h – 10 m^3/h) per poder funcionar just a la línia del límit legal. Això comporta un risc i una necessitat d'estar atent en qualsevol moment. També s'haurà de parar l'equip sovint quan es facin neteges en el procés de fabricació. En general, no es tindrà un funcionament com el que es va dissenyar i això comportarà canvis i una nova inversió econòmica per adaptar la RO de cues a aquest nou escenari. Tot i això, seria possible posar-la en marxa.

En el cas 1 es mira quines són les especificacions de la RO de cues per tal de treballar sobre el límit legal i produir un mínim d'aigua per les torres, en canvi, en el cas 1 es mira de no produir més aigua de la que legalment podem es pot aprofitar per a les torres sense preocupar-se de les conductivitats de sortida al col·lector. Ja es veu, doncs, que el cas dos és més prometedor. Es treballaria amb graus d'aprofitament del 65% per produir l'aigua justa per les torres, no captar-la dels pous i tot això sense forçar la maquinària. Si algun dia canviés la legislació i es permetés utilitzar l'aigua de la RO de cues per alguna cosa més que les torres de refrigeració, es tindria marge per produir més.

La demanda de les torres de refrigeració és de 26 m^3/h d'aigua. Amb la RO de cues aturada, la instal·lació de qualsevol dels dos casos permetria captar menys aigua dels pous pel sistema de refrigeració. La gran diferència està que el cas 1 se seguiria captant part de l'aigua de pous i el cas 2 anul·la aquesta captura d'aigua de pous. També cal comentar que, en el cas 1, les purgues de les torres no varien (5,6 m^3/h) o, inclús, augmenten (10,4 m^3/h escenari torres) i en el cas 2, disminueixen notablement fins a 4,2 m^3/h.

Per últim, cal comentar el cost relatiu. Val a dir que aquest càlcul no és representatiu i només s'utilitza per comparar els diferents escenaris de cada cas. En el cost global també s'hauria d'incloure factors com el manteniment, instal·lació d'equips, els químics dels tractaments d'aigua, de les torres de refrigeració, dels equips de la RO, de l'ETP, etc. Per no complicar els càlculs, s'ha realitzat un cost relatiu només amb l'aigua que es capta i el rebuig generat.

En qualsevol dels casos es capta menys aigua, per tant el cost és menor. Ara bé, s'ha de diferenciar entre escenaris. Enviar el rebuig al riu té un cost menor però no permet aprofitar l'aigua. Enviar el rebuig a la piscina blava permet aprofitar l'aigua però té un cost més elevat. Enviar el rebuig a torres permet aprofitar l'aigua i enviar-ho al riu, però augmenta les purgues de les torres.

En el cas 1, en l'àmbit global, surt a compte recórrer a l'escenari de piscina blava, ja que sí que és més car enviar el rebuig al col·lector, però et permet permear més aigua amb la RO i no fa falta captar-la.

En el cas 2, en l'àmbit global, surt més a compte enviar el rebuig al riu, ja que es permea la quantitat justa en tots els escenaris i no té sentit aprofitar el rebuig per diluir i permear més.

És l'empresa qui ha de valorar aquesta comparativa i decidir la millor opció segons els seus interessos. L'opinió personal de l'estudiant és recórrer el cas 2 amb l'escenari riu.

És veritat que la inversió econòmica és major amb dues RO de 40 m^3/h, però, permet treballar sense risc de sortir de la legalitat amb la RO de cues, cosa que no passa en el cas 1, i té marge per fer produir més aigua a la RO de cues en cas que la llei canviï i es pugui utilitzar l'aigua per alguna cosa més que les torres de refrigeració. Redueix les purgues de calderes i torres de forma considerable i també redueix la conductivitat global del sistema augmentant els cicles de funcionament de les columnes d'intercanvi iònic i, tenint així, moltes menys regeneracions de resines.

9.2. Desmineralitzadors i altres

Una de les altres solucions a llarg termini que es van presentar és substituir els actuals tractaments d'aigua de fabricació per columnes desmineralitzadores com les del A2 T.

Portar a terme aquesta operació permetria reduir la conductivitat del procés de fabricació i de les regeneracions i, per tant, disminuir la conductivitat global del cicle de l'aigua. Però hi ha un inconvenient molt gran amb la política d'empresa, l'estalvi d'aigua.

En aquesta figura 9.26 trobem les diferències dels dos sistemes:

		Fabricació		A2 T	
		AB	CD		
	pH	7,5		4,5	
	Conductivitat	660		13,5	µS
	Ca2+	0		0	ppm
	Bicarbonats (TAC)	386,7		0	ppm
	Terbolesa	0,29		0,62	UNF
	Parts	1 tanc		3 tancs + CO2	
	Caudal	70-90	90	35-40	m3/h
	Cicles	700	1000	960	m3
Regeneració	Aigua	15	34	70-75	m3
	Temps	70-80	103	115	min

Figura 9.26. Comparativa tractament d'aigua fabricació i A2 T (Font: pròpia)

Dimensionar l'equip del A2 T per la demanda d'aigua de fabricació és dissenyar un desmineralitzador de 90 m^3/h. Si en les regeneracions d'un equip de 40 m3/h es consumeixen 75 m3 d'aigua, per un de 90 m3/h es consumirien al voltant de 170 m3/h. Aquesta gran quantitat d'aigua hauria de ser captada dels pous i un dels compromisos de l'empresa és reduir el consum d'aigua.

Per aquesta raó, solucions a llarg termini com equips de desmineralització o electrodiàlisi han estat descartats des del principi del plantejament.

De totes es fa referència en aquest apartat que s'ha investigat altres mètodes, a part de l'osmosi inversa, per solucionar el problema. Però per política d'empresa no s'han desenvolupat.

10. Anàlisi de l'impacte ambiental

L'objectiu principal d'aquest projecte és disminuir la conductivitat del cicle de l'aigua sense augmentar el consum d'aigua que, en altres paraules, significa no superar el límit legal de conductivitat del rebuig que s'envia al col·lector municipal per tal de no desestabilitzar la naturalesa del medi ambient, extraient el mínim d'aigua subterrània possible de la bassa natural on es troba.

Aquest estudi intenta substituir els tractaments químics de l'aigua per aplicacions físiques per tal de disminuir l'impacte ambiental d'una fàbrica de grans magnituds i consums d'aigua. Per tant, tot el que s'estudia, és per millorar la posició ecològica i mediambiental de la fàbrica.

Actualment, els tractaments d'aigua per intercanvi iònic, generen un rebuig amb químics com àcid clorhídric o hidròxid de sodi (entre altres). Les neteges dels equips de fabricació són amb sosa càustica. L'aigua de pous que s'utilitza a les torres de refrigeració està sotmesa a tractaments químics per evitar incrustacions o infeccions de l'aigua. Per tant, hi ha existència de molts punts amb intervenció de productes químics en tota la fàbrica. Poder instal·lar equips d'osmosi, que tenen consums de químics molt menors, per reduir les regeneracions de les resines dels tractaments d'aigua, o generar aigua d'alta qualitat per abocar menys químics a les torres de refrigeració, o reduir el consum d'aigua perquè es reaprofita, o enviar menys residus al col·lector municipal i al riu, són solucions a favor del medi ambient.

El funcionament dels equips d'osmosi inversa és automàtic i en cas d'avaria, l'equip es para. Tots els dissenys s'han ideat per tal de tornar al funcionament antic en cas que les RO no puguin funcionar, per tant, no existeix un risc directe al medi ambient per l'ús d'aquests equips.

Els corrents que es tractaran amb aquests equips són aigua natural o aigua residual després d'una depuració i una ultrafiltració. Aquests corrents no són una amenaça directa per la salut dels treballadors ni el medi. De totes maneres, les formacions que es faran als operaris tenen l'objectiu de minimitzar el risc d'accidents i avaries i, a més, maximitzar el compromís amb el medi ambient dels treballadors.

Anàlisis d'avantatges i inconvenients

Hi ha dos escenaris a analitzar, el funcionament en l'actualitat i el funcionament amb una solució a curt termini seguida d'una solució a llarg termini. D'aquests dos escenaris, sense especificar quines solucions es prenen, tenen diferències notables.

Els avantatges són:

- Aprofitament d'aigua dintre el cicle de l'aigua de fàbrica.
- Disminució de sals dissoltes en el rebuig que s'envia al col·lector municipal.
- Modernització dels equips amb més sistemes de seguretat i automatització.
- Posada en marxa de l'equip RO instal·lat després de la depuradora.
- Disminució del funcionament de les columnes d'intercanvi iònic.
- Disminució de químics a les torres de refrigeració.
- Revisió i actualització del *water map*.
- Augment del compromís ecològic i mediambiental.

Els inconvenients d'aquest canvi de funcionament són:

- Situació fora de la llei del rebuig que s'envia al col·lector municipal.
- No es podrà posar en marxa l'equip d'osmosi inversa de cues.
- Modificacions en alguns dels equips actuals.
- Risc d'accidents d'obra.
- Gran inversió econòmica.
- Més feina pels operaris.
- La solució a curt termini és provisional.

Conclusions

El canvi de plantejament inicial d'aquest treball ha variat el desenvolupament del projecte realitzat. El que havia de ser un projecte de la posada en marxa d'un equip d'osmosi inversa per aprofitar aigua per les torres de refrigeració s'ha convertit en un repte carregat d'enginyeria per fer possible aquesta posada en marxa. És lògic pensar que aquest fet ha variat, també, el curs de tot el treball.

El requeriment previ d'aquest projecte era actualitzar el *water map*. La importància d'aquesta actualització és que, si es vol analitzar un cicle de l'aigua d'una fàbrica, s'ha de conèixer bé tot el balanç i tenir informació actualitzada de tots els corrents. Per realitzar aquesta actualització, i tenir així total coneixement del cicle que s'ha d'estudiar i modificar, s'ha creat una previsió de consums per aquest any (2018). Era un requisit necessari, ja que actualitzar el disseny del *water map* sense tenir els cabals de corrents correctes hauria incrementat l'error de les simulacions que s'han fet.

Aquesta actualització també ha permès repassar en viu tot el cicle d'aigua, trobant mals funcionaments, canonades amb porus, avaries, etc. Això ha fet possible una millora real del funcionament del cicle, no només en el disseny d'aquest.

També s'ha plantejat una anàlisi sistemàtica del cicle de l'aigua. Un estudi com *l'Anàlisi Pinch* permet saber el límit termodinàmic que la planta ofereix i quins punts són els més adients per assolir la màxima millora fent el mínim d'intervencions. Per tant, és necessari una anàlisi d'aquest estil i es deixa pendent per un futur pròxim amb l'objectiu de disminuir el cost energètic. La seva realització no s'ha portat a terme, ja que l'origen del problema de la conductivitat ja estava confirmat amb les actuals columnes d'intercanvi iònic dels tractaments d'aigua.

Aquests tractaments generen un rebuig d'alta conductivitat, per tant s'ha estudiat el seu funcionament per saber si era l'adequat o el causant d'aquestes altes conductivitats. S'ha vist que el funcionament i consums de cada columna seguien la mateixa tendència i per tant, el seu funcionament era bo.

S'ha descobert un equilibri entre la qualitat de l'aigua tractada, el rebuig de les regeneracions, la quantitat d'aigua necessària per regenerar les resines i la durada de les regeneracions. Com menys duresa té l'aigua tractada, més conductor és el rebuig, ja que conté més ions retinguts. La quantitat d'aquests ions a eliminar determina la quantitat d'aigua necessària per fer-ho. Si es vol fer una neteja de curta durada, es necessiten cabals d'aigua molt elevats, si es prefereix consumir menys aigua, la durada de les regeneracions augmenten.

Amb l'ajuda de l'empresa proveïdora dels equips d'intercanvi iònic i diversos estudis del laboratori de la fàbrica, s'han contrarestat els resultats d'aquest estudi dels tractaments d'aigua i els han donat per vàlids.

Un cop s'ha comprovat que el funcionament dels tractaments és l'adequat, s'ha realitzat un gir de plantejament per buscar alternatives a l'hora de resoldre el problema de la conductivitat. S'ha decidit aportar solucions a curt termini que permetin posar en marxa l'equip d'osmosi inversa mentre s'estudien solucions a llarg termini que eliminin el problema de la conductivitat de forma permanent.

Les solucions provisionals han de tenir un cost reduït, ja que només seran utilitzades un temps determinat, per tant no té sentit fer una gran inversió d'una implementació tècnica que durarà pocs mesos. Tenint això en compte, s'han dissenyat dos escenaris que permeten posar en marxa l'equip d'osmosi inversa. A part, també permetran adquirir experiència amb els funcionaments i les possibilitats de l'equip.

Aquests dos escenaris disminueixen la conductivitat suficient per estar dintre la legalitat en un funcionament de la fàbrica normal. En situacions de neteja de línies de producció o funcionaments per sobre la normalitat d'aquestes mateixes línies, no es podrà tenir en marxa la RO. Una solució provisional et permet funcionar, però amb moltes limitacions. És per això que no només s'han plantejat solucions provisionals.

S'ha estudiat la teoria i el funcionament de l'osmosi inversa per tal d'aplicar la seva tecnologia a la capçalera del cicle de l'aigua i eliminar les columnes d'intercanvi iònic que perjudiquen la conductivitat de tot el cicle. També ha permès una millor comprensió de l'equip d'osmosi inversa que s'ha instal·lat després de la depuradora. Tot això ha estat possible gràcies a les formacions de l'empresa a l'estudiant i el funcionament de la planta pilot d'aquesta RO.

S'han plantejat dos casos per solucionar el problema de la conductivitat de forma permanent. Els dos permeten el funcionament de la RO de cues en totes les situacions possibles. S'ha descobert que, tenint en compte que l'aigua que es genera a l'osmosi inversa de cues només es pot utilitzar per a les torres de refrigeració, hi ha un equilibri entre col·locar un equip d'osmosi per les calderes per millorar la conductivitat global del cicle de l'aigua de forma reduïda i posar un equip d'osmosi inversa massa gran que comportaria a generar més aigua de la que es necessita per les torres i es malgastaria energia.

També s'ha descobert que, amb les característiques de duresa zero de l'aigua que el procés de fabricació exigeix, no es poden eliminar els tractaments d'aigua per intercanvi iònic. L'osmosi inversa té un rendiment del 95%, per tant, de cada cent ions que volen travessar la membrana, cinc ho aconsegueixen. Això fa que la duresa de l'aigua que en surt no sigui zero. Tot i això, el funcionament

d'aquestes columnes es reduiria molt i les regeneracions, causants de les altes conductivitats, serien mensuals i no diàries. Però cal remarcar que instal·lar un equip RO a la capçalera del cicle de l'aigua no permet eliminar els actuals tractaments d'aigua.

L'estudiant recomana, amb les simulacions pertinents que ho secunden, instal·lar un equip d'osmosi inversa que tracti prèviament l'aigua dels tractaments d'aigua de calderes i part dels tractaments d'aigua de fabricació. D'aquesta forma l'equip treballaria confortablement, i en cas que en un futur es necessités permear més aigua, hi hauria marge per fer-ho. Aquest plantejament s'està treballant amb una empresa proveïdora d'equips d'osmosi inversa que confirmen la recomanació de l'estudiant.

En totes les solucions plantejades, tant a llarg com a curt termini, la conductivitat ha disminuït sense excedir el consum d'aigua. Per tant, en totes les simulacions s'aconsegueix posar en marxa la RO de cues, estalviar aigua i disminuir la concentració de sals dissoltes en tot el cicle de l'aigua.

L'estudi també ha permès, de forma indirecta, corregir tots els mals funcionaments que s'han anat trobant al llarg del projecte, com per exemple, la vàlvula de pas del sistema de dosificació de salmorra per la regeneració dels tractaments d'aigua de calderes que dosificava en accés.

Per tant, es dóna per acabada la recerca de possibles solucions al problema de la conductivitat i recau sobre l'empresa decidir quina opció vol realitzar, segons les preferències i polítiques de l'empresa, amb l'estudi realitzat per l'estudiant com a referència directa.

Resum de normatives

Les normatives a tenir en compte en aquest projecte són les que regulen les aigües residuals del sistema públic de sanejament de Girona. De totes les dades a tenir en compte, es remarca el límit de conductivitat d'abocament de les plantes depuradores. El domini d'aquesta normativa és pública i de fàcil accés.

Ajuntament de Girona

ORDENANÇA MUNICIPAL REGULADORA DE LES AIGÜES RESIDUALS I PLUVIALS DEL SISTEMA PÚBLIC DE SANEJAMENT DE GIRONA

Aprovació definitiva 27/07/2004
Publicació al BOP núm. 157 Data: 16/08/2004

Annex II. Límits dels abocaments

Les limitacions d'aquest annex seran d'aplicació a partir del 29 de maig de 2005 i s'han establert en atenció a:

a) La capacitat i utilització del sistema públic de sanejament.

b) La fixació de límits d'abocament per als sistemes segons la Directiva 91/271/CEE

c) La Directiva 76/464 i la resta de directives de desenvolupament i el Reial decret 995/2000.

d) La protecció del medi receptor.

Bloc 1: paràmetres tractables a les EDAR i amb impacte poc significatiu sobre els objectius de qualitat del medi receptor:

Conductivitat	6.000	uS/cm	

Figura 0.1. Normativa conductivitat límit abocaments (Font: Ajuntament de Girona)

També s'adjunta el permís de la fàbrica segons es permet l'abocament dels residus de la depuradora.

PERMIS ABOCAMENT A LA XARXA MUNICIPAL DE SANEJAMENT

Ajuntament de Girona

Girona, [ ] de [ ] de 1997
RT/cv
[ ]

AJUNTAMENT DE GIRONA
REGISTRE GENERAL
[ ]
SORTIDA Hora:

Destinatari:
[ ]

Amb data [ ]/97, aquesta Alcaldia-Presidència, ha dictat entre altres, el següent Decret:

"Autoritzar l'entitat [ ], titular d'una activitat de fabricació de [ ], l'abocament a la xarxa municipal de sanejament, de les aigües residuals de l'esmentada activitat, sota la classificació d'aigües provinents d'activitats potencialment pertorbadores, Classe III (amb cabal superior a 25 m3/dia), amb les següents característiques de l'afluent:

Característiques de l'efluent* de 50 m³/h	valors normals	valors punta
Sòlids en suspensió en mgr./l	150	500
Sòlids dissolts en gr./l	1	4
D.Q.O. en mgr O_2 / l	300 ... 600	1.500
pH	7 - 7.5	6 - 9
Temperatura	25° C	40°C

Significar a la referida empresa que les característiques de l'afluent s'han d'anar adaptant a la normativa que li sigui d'aplicació, especialment quan es considerin paràmetres com poden ser el color, els continguts en N i P, que actualment no estan regulats.

Aquesta autorització té una vigència de CINC ANYS (5) d'acord amb l'article 4.4. de l'Ordenança Municipal sobre l'ús del sistema de sanejament a Girona i quedarà sense efecte en el cas de produir-se modificacions en el procés o instal·lacions de l'activitat que puguin incrementar el risc de pertorbació del sistema general de sanejament.

Aquesta llicència d'abocament es prèvia a la llicència de connexió, la qual s'haurà de sol·licitar al servei de Via Pública i Seguretat, en el moment d'efectuar les corresponents obres a la via pública."

Contra aquesta resolució que és definitiva en la via administrativa, podeu interposar prèvia comunicació a l'Alcaldia, d'acord amb el que estableix l'article 110.3 de la Llei 30/1992, de 26

Figura 0.2. Permís d'abocaments a la xarxa municipal (Font: Empresa)

Pressupost

Aquest apartat agrupa el cost de la inversió de les solucions a curt termini i la inversió de les solucions a llarg termini. Cal recordar que l'energia necessària per fer funcionar els equips no està representada com a cost, ja que és la pròpia fàbrica qui la genera mitjançant turbines. Per tant, el cost energètic no és representatiu, ja que la creació de l'energia és interna i autosuficient.

Solucions a curt termini

A les solucions a curt termini s'haurà d'estudiar la inversió per instal·lar les canonades que falten per enviar tot el rebuig a la piscina blava. Les canonades que falten són les dels filtres ronyó, purgues de calderes i la unió del rebuig de les regeneracions dels tractaments d'aigua de fabricació amb l'actual sistema d'enviament de rebuig de les columnes de calderes i A2 T.

La figura a continuació recull el total de cada instal·lació:

	Escenari				Circuit columnes fabricació	Purgues torres	Filtres ronyó	
PVC 110x4,2 PN 10 bar		8	€/m		36	48	24	m
Colze 90º H-H encolar 110		17,8	€/u		5	6	8	u
TE 90º H-H encolar 110		25,8	€/u		4	0	1	u
Vàlvula de bola encolar		30	€/u		1	1	1	u
Número d'operaris		2	u	Total material	510,2	520,8	390,2	€
Temps de treball	1	7	dies	Sou operaris	25			€/h
	2	5						
Escenari 1	**5621,2**							€
Escenari 2	**3911,0**							€

Figura 0.3. Balanç econòmic solucions a curt termini (Font: pròpia)

El cost d'implantar l'escenari 1 és de 5621,2 €. El cost d'implantar l'escenari 2 és de 3911,0 €.

Solucions a llarg termini

S'ha fet el càlcul amb l'ajuda de l'empresa proveïdora dels equips. Pel cas 1, el pressupost és el següent:

	Unitats	Preu unitari	Preu
Filtre de sorra UNISAND 2000 54 M3/h	1	1.500,0 €	1.500,0 €
Canonades DN100 AISI304	1	5.512,0 €	5.512,0 €
Canonades DN100 Filtre 5µ	1	6.128,4 €	6.128,4 €
Canonades CIP DN150 AISI304	1	5.478,2 €	5.478,2 €
Vàlvules BRAY 31H DN100	4	93,2 €	372,8 €
Vàlvules BRAY 31H DN150	8	101,8 €	814,4 €
Dosificadors Prominent Beta 4A	4	564,2 €	2.256,8 €
Dipòsit dosificadors polietilè 100 L	2	413,7 €	827,4 €
Filtre cartutx 5µ 40''	1	56,9 €	56,9 €
Bomba Grundos 55 m3/h	1	8.023,7 €	8.023,7 €
Transmissor pressió Vega BR17	2	1.024,4 €	2.048,8 €
Vàlvula de retenció Gestra	1	200,9 €	200,9 €
Mòdul RO	2	16.023,8 €	32.047,6 €
Membranes RO BW30440R	42	4.158,7 €	174.665,4 €
Cabalímetre Krohne H250M40	3	1.004,7 €	3.014,1 €
Conductímetre Rosemount 225-07-56	1	810,8 €	810,8 €
Redoxímetre 3DTrasar 220VAC	1	512,4 €	512,4 €
Vàlvula reguladora cabal Genebre bola DN50	1	150,6 €	150,6 €
Dipòsit CIP 3000L	1	3.124,3 €	3.124,3 €
Bomba Grundfos CRN 35 M3/h	1	3.102,4 €	3.102,4 €
Vàlvules CIP BRAY 31H DN50/DN80	1	93,2 €	93,2 €
Quadre elèctric	1	5.256,7 €	5.256,7 €
Instal·lació	1	8.980,1 €	8.980,1 €
Operarietat	1	13.527,5 €	13.527,5 €
TOTAL			**278.505,40 €**

Figura 0.4. Balanç econòmic solucions a llarg termini cas 1 (Font: pròpia)

L'empresa proveïdora té el seu propi personal, per aquesta raó el cost d'instal·lació i operarietat és exclusiu seu. El cost invariable que queda definit és tot el material necessari. El cost d'un equip d'osmosi inversa per les calderes suma un total de 278.505,40 €.

Pel cas 2, el pressupost és el següent:

	Unitats	Preu unitari	Preu
Filtre de sorra UNISAND 2000 54 M3/h	1	1.500,0 €	1.500,0 €
Canonades DN100 AISI304	1	11.024,0 €	11.024,0 €
Canonades DN100 Filtre 5µ	1	12.256,7 €	12.256,7 €
Canonades CIP DN150 AISI304	1	5.478,2 €	5.478,2 €
Vàlvules BRAY 31H DN100	8	93,2 €	745,6 €
Vàlvules BRAY 31H DN150	16	101,8 €	1.628,8 €
Dosificadors Prominent Beta 4A	4	564,2 €	2.256,8 €
Dipòsit dosificadors polietilè 100 L	2	413,7 €	827,4 €
Filtre cartutx 5µ 40''	2	56,9 €	113,8 €
Bomba Grundos 55 m3/h	2	8.023,7 €	16.047,4 €
Transmissor pressió Vega BR17	3	1.024,4 €	3.073,2 €
Vàlvula de retenció Gestra	1	200,9 €	200,9 €
Mòdul RO	2	16.023,8 €	32.047,6 €
Membranes RO BW30440R	42	4.158,7 €	174.665,4 €
Cabalímetre Krohne H250M40	3	1.004,7 €	3.014,1 €
Conductímetre Rosemount 225-07-56	2	810,8 €	1.621,6 €
Redoxímetre 3DTrasar 220VAC	1	512,4 €	512,4 €
Vàlvula reguladora cabal Genebre bola DN50	1	150,6 €	150,6 €
Dipòsit CIP 3000L	1	3.124,3 €	3.124,3 €
Bomba Grundfos CRN 35 M3/h	1	3.102,4 €	3.102,4 €
Vàlvules CIP BRAY 31H DN50/DN80	1	93,2 €	93,2 €
Quadre elèctric	1	5.256,7 €	5.256,7 €
Instal·lació	1	22.450,3 €	22.450,3 €
Operarietat	1	33.818,7 €	33.818,7 €
TOTAL			**335.010,00 €**

Figura 0.5. Balanç econòmic solucions a llarg termini cas 2 (Font: pròpia)

Calculat igual que el cas anterior, l'equip d'osmosi inversa per l'aigua de calderes i part de l'aigua de fabricació suma un total de 335.010,0 €.

Cost de l'estudi

Repassant el diagrama d'accions d'aquest projecte (figura 2.2) s'associa un cost de cada acció realitzada per tal de determinar el cost d'aquest estudi. El detall d'aquests costos formen part de l'empresa i no són publicables, per aquesta raó s'ha realitzat una taula de valors relatius aproximats.

			Cost
Accions	A.1	Formació proveïdor	1,500.00 €
	A.2	Caracterització del procés	250.00 €
	A.3	Anàlisi Pinch	100.00 €
	A.4	Anàlisi expert	300.00 €
	A.5	Anàlisi químic	400.00 €
	A.6	Solucions a curt termini	250.00 €
	A.7	Solucions a llarg termini	350.00 €
Estudiant		Conveni de pràctiques	2,700.00 €
		Hores extres	500.00 €
		TOTAL	6,350.00 €

Figura 0.6. Balanç econòmic de l'estudi (Font: pròpia)

Bibliografia

(1) Cornel, P.; Schaum, C. (2009). "Phosphorus recovery from wastewater: needs, technologies and costs. Water Science and Technology", vol. 59, no 6, p. 1069-1076.

(2) Wang, Y. P; and Smith, R. (1994). "Wastewater Minimisation". Chem. Eng. Sci. 49, 981–1006.

(3) Manan, Z. A.; Wan Alwi, S. R.; Ujang Z. (2006). "Water pinch analysis for urban system: a case study on the Sultan Ismail Mosque at Universiti Teknologi Malaysia (UTM)" . Desalination. 194: 52–68.

(4) Wan Alwi S. R.; Manan, Z. A. (2008). "Generic Graphical Technique for Simultaneous Targeting and Design of Water Networks" . Ind. Eng. Chem. Res. 47 (8): 2762–2777.

(5) Manan, Z. A.; Foo, C. Y.; Tan, Y. L. (2004). "Targeting the Minimum Water Flowrate Using Water Cascade Analysis Technique", AIChE Journal, Volume 50, No. 12, 2004.

(6) Hallale, Nick. (2002). "A New Graphical Targeting Method for Water Minimisation. Advances in Environmental Research". 6(3): 377–390

(7) Fritzmann C.; Löwenberg Wintgens T.; Mellin T. (2007). "State-of-art of reverse osmosis desalination" Desalination 216, pp. 1-76

(8) Mickley, M.. (2006). "Membrane Concentrate Disposal: Practices and Regulation", Second Edition. U.S. Departament of the Interior, Bureau of Reclamation, Technical Servic Center, Water Treatment Engineering and Research Group.

(9) José A.; Ibáñez Mengual. (2008)."Desalación de aguas: aspectos tecnológicos, medioambientales, jurídicos y económicos". Fundación Instituto Euromediterráneo del Agua.

(10) McGhee, Terence J.. "Abastecimiento de agua y alcantarillado: ingeniería ambiental".

(11) Eleuterio, Lazaro; Neethling, J. B. (2009). "Low Phosphorus Analytical Measurement Study". Proceedings of the Water Environment Federation, no 4, p. 1050-1077.

(12) Kah Peng Lee; Tom C. Arnot; Davide Mattia. Journal of membrane science "A review of reverse osmosis membrane materials for desalination. Development to date and future potential". ELSEVIER.

(13) Dow FilmtecTM Membranes. (2003). "How to evaluate the Active Membrane Area of Seawater Reverse Osmosis Elements". Form No. 609-00434-0608.

(14) Donnert, Dietfried; Salecker, Manfred. (1999). "Elimination of phosphorus from municipal and industrial waste water". Water Science and Technology, vol. 40, no 4-5, p. 195-202.

(15) North Carolina Division of Water Quality. (2004). "North Carolina Nutrient Criteria Implementation Plan"

(16) Wolfram alpha per resolució d'integrals definies.

(17) Funcionament intercanvi iònic.

(18) AENOR.1997. Calidad del Agua. 2° Edición. 46 normas UNE-EN.

UNE 77076-2:1995 e ISO 6461-1:1986.Coliformes totales.

UNE_EN 26595:1994 e ISO 6595:1982. As.

UNE-EN 1233:1997. Cr.

UNE-EN 26461-1:1995 e ISO 6561-1:1986.Clostridium.

UNE-EN 26777:1994 e ISO 6777:1984. NO2-.

UNE-EN ISO 9963-1:1996. Alcalinidad.

UNE-EN. pH.

Annex A

Aquí es recullen totes les dades que s'han mencionat a la memòria per càlculs, comparatives i altres.

A0. Diagrama de blocs de l'estudi

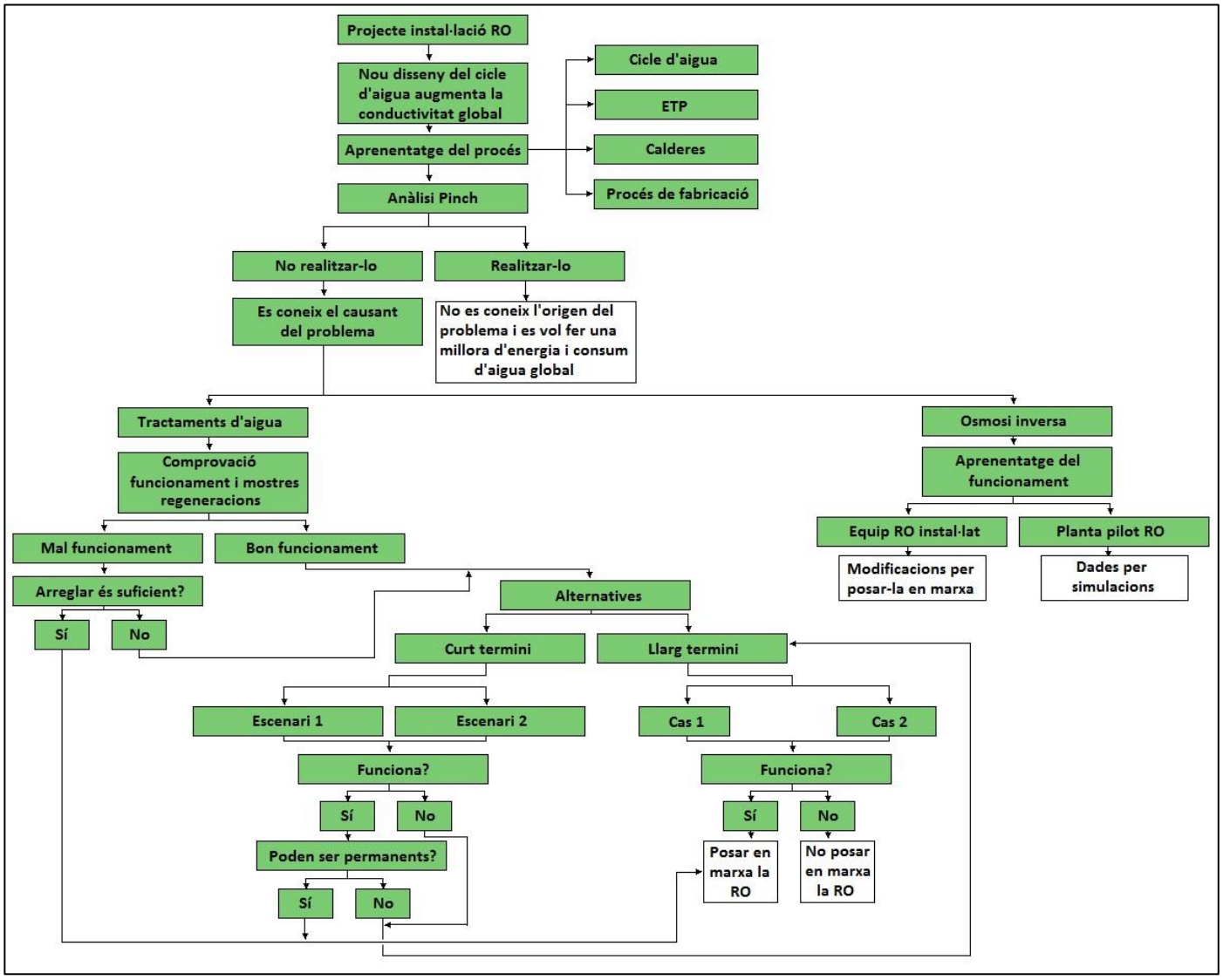


Figura A0.1. Diagrama de blocs de l'estudi (Font: pròpia)

A1. Tractaments d'aigua i piscina blava

Les següents figures representen les dades de totes les mostres que s'han agafat per l'anàlisi del funcionament de les columnes d'intercanvi iònic i la comparativa amb els seus manuals.

Filtre Fab B	Temps (min)	Temps acum	q (acum) (m3)	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	% NaCl	Cl- (ppm)	Q (m3/h)		Q (m3/h)	V (m3)
1r (20 min)	3	3	0,68	0,67	-79,7	≤0,005	32	13,5			
	10	10	2,25	25,70	-24,7	nul	nul		NaCl(m3/h)	3,9	1,30
	17	17	3,83	65,60	-5,4	nul	nul		H2O (m3/h)	9,6	3,2
2n (70 min)	5	25	5,28	89,30	-3,1	nul	nul	9,3			
	20	40	7,60	98,40	-5,8	---	---				
	35	55	9,93	1,44	-133,2	0,038	229		H2O (m3/h)	9,3	10,85
	50	70	12,25	0,94	-139,5	---	---				15,35
	65	85	14,58	0,85	-137,9	0,01	61				
									38,19	49,76	

Figura A1.1. Mostres regeneració columna B fabricació (Font: pròpia)

Filtre Fab C	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	% NaCl	Cl- (ppm)	Q (m3/h)		Q (m3/h)	V (m3)
1r (15 min)	3	3	1,40	0,65	-84,4	≤0,005	32	28			
	8	8	3,73	0,66	-84	---	---		H2O (m3/h)	28	7
	13	13	6,07	0,67	-5,4	---	---				
2n (22 min)	5	20	7,88	0,68	-98,7	---	---	10,6			
	12	27	9,12	1,69	-92,7	---	---		NaCl (m3/h)	3,1	1,14
	19	34	10,36	30,40	-40,2	---	---		H2O (m3/h)	7,5	2,8
	22	37	10,89	44,00	---	---	---				
3r (57 min)	5	42	11,68	54,40	-29	---	---	9,5			
	17	54	13,58	76,10	-27,6	nul	nul				
	30	67	15,64	79,80	-35,6	---	---				
	40	77	17,22	81,10	-43	nul	nul		H2O (m3/h)	9,5	9,0
	46	83	18,17	6,33	-109,8	>>0,105	>>634				
	50	87	18,80	2,36	-129,6	0,076	59				
	55	92	19,60	1,39	-135,9	0,03	182				
4t (9 min)	---	---	---	0,86	---	---	---	9,5	H2O (m3/h)	9,5	1,4
											21,3

Figura A1.2. Mostres regeneració columna C fabricació (Font: pròpia)

Filtre Fab A	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	% NaCl	Cl- (ppm)	Q (m3/h)
1r (20 min)	3	3	0,67	0,67	-86,2	0,01	32	13,4
	10	10	2,23	12,48	-42,6	0,63	3822	
	12	12	2,68	40,80	-19,5	2,21	13314	
	17	17	3,80	67,40	-7,2	4,31	25994	
2n (70 min)	5	25	5,24	83,20	-5,3	6,41	38674	9,3
	10	30	6,02	95,10	-6,5	---	---	
	20	40	7,57	108,50	-10	7,07	42824	
	27	47	8,65	56,90	-36,1	3,12	18819	
	35	55	9,89	2,52	-113,8	0,15	924	
	50	70	12,22	1,16	-134,6	0,02	131	
	65	85	14,54	0,97	-137,4	---	---	

	Q (m3/h)	V (m3)
NaCl(m3/h)	3,8	1,27
H2O (m3/h)	9,6	3,2
H2O (m3/h)	9,3	10,85
		15,3

Figura A1.3. Mostres regeneració columna A fabricació (Font: pròpia)

Filtre Cald B	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	pH	Redox (mV)	Q (m3/h)
1r (10 min)	2	2	0,33	0,70	7,00	-82	10
	5	5	0,83	0,71		-86,7	
	8	8	1,33	0,64		-89	
2n (30 min)	3	13	2,00	0,46	7,00	-50	6,67
	11	21	2,89	0,28	6,20	-6,6	
	15	25	3,34	2,28	5,60	29,2	
	19	29	3,78	9,30	4,90	66,5	
	23	33	4,23	16,80	4,45	91,5	
	27	37	4,67	22,80	4,10	110,8	
3r (45 min)	4	44	7,01	41,70	3,63	137,7	30
	10	50	10,01	130,30	---	273,7	
	16	56	13,01	4,10	2,52	198,2	
	22	62	16,01	0,68	3,45	147,2	
	28	68	19,01	0,37	3,74	130,5	
	34	74	22,01	0,29	3,94	119,4	
	40	80	25,01	0,26	4,02	114,8	

	Q (m3/h)	V (m3)
H2O (m3/h)	10	1,67
HCl (m3/h)	0,67	0,34
H2O (m3/h)	6	3,0
H2O (m3/h)	30	22,5
		27,5
	0,68	
	8,65	
	25,39	17,7010136

Figura A1.4. Mostres regeneració HCl columna B calderes (Font: pròpia)

Filtre Cald B	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	pH	Redox (mV)	Q (m3/h)
1r (10 min)	2	2	0,27	0,22	4,31	98,8	8
	5	5	0,67	0,22	4,36	96,5	
	8	8	1,07	0,22	4,36	94,6	
2n (15 min)	2	12	1,44	0,21	4,60	83,2	2,9
	6	16	1,63	0,22	5,01	60,9	
	10	20	1,82	13,72	3,44	146,9	
	13	23	1,96	37,10	2,85	179,5	
3r (20 min)	3	28	2,38	77,20	2,50	205	6,5
	5	30	2,59	100,00	2,38	206,1	
	10	35	3,14	115,50	2,46	201,5	
	12	37	3,35	118,70	2,55	196,1	
	15	40	3,68	116,00	2,64	191,1	
	18	43	4,00	13,11	4,97	61,7	

	Q (m3/h)	V (m3)
H2O (m3/h)	8	1,34
NaCl (m3/h)	1,4	0,35
H2O (m3/h)	1,45	0,4
H2O (m3/h)	6,5	2,2
		4,2
	0,22	
	12,81	
	90,09	35,9544786

Figura A1.5. Mostres regeneració NaCl columna B calderes (Font: pròpia)

Filtre Cald A	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	pH	Redox (mV)	Q (m3/h)
1r (10 min)	2	2	0,27	0,22	4,72	72,6	8
	5	5	0,67	0,22	4,68	78,4	
	8	8	1,07	0,22	4,70	77,2	
2n (15 min)	2	12	1,45	0,21	4,98	62,2	3,3
	6	16	1,67	0,61	4,84	69,7	
	8	18	1,78	15,22	3,12	18,2	
	10	20	1,89	41,40	2,56	196,4	
	13	23	2,06	58,50	2,35	207,8	
3r (20 min)	0	25	2,17	89,80	2,03	223	6,75
	3	28	2,50	117,40	2,17	2,18,1	
	5	30	2,71	121,30	2,53	197,8	
	7	32	2,93	30,70	3,83	125,4	
	10	35	3,25	1,66	6,34	-13,3	
	12	37	3,47	0,59	6,63	-29,4	
	15	40	3,80	0,37	6,70	-33,4	
	18	43	4,12	0,32	6,61	-28,8	

	Q (m3/h)	V (m3)
H2O (m3/h)	8	1,34
NaCl (m3/h)	1,46	0,36
H2O (m3/h)	1,87	0,5
H2O (m3/h)	6,75	2,3
		4,4

Figura A1.6. Mostres regeneració NaCl columna A calderes (Font: pròpia)

Filtre A2 T	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	pH	Q (m3/h)
1r (10 min)	2	2	0,95	1,97	-59,3	7,7	28,5
	5	5	2,38	1,08	-77,1	7,5	
	8	8	3,80	0,94	-81,7	7,57	
2n (30 min)	3	13	5,34	0,37	-24,7	6,5	11,89
	11	21	6,93	0,34	-15,4	6,37	
	19	29	8,52	1,40	3,4	6	
	23	33	9,31	6,81	32,9	5,5	
	27	37	10,10	13,52	45,3	5,3	
3r (30 min)	3	43	11,82	30,40	60,4	5	22,4
	7	47	13,31	42,10	72,3	4,8	
	11	51	14,80	47,70	83,1	4,6	
	17	57	17,04	48,30	92,5	4,44	
	19	59	17,79	43,70	100,1	4,3	
	23	63	19,28	37,90	119,8	4	
	27	67	20,78	31,90	167,4	3,1	
4t (45 min)	4	74	24,96	24,3	244,9	nul	46
	7	77	27,26	18,03	235,7	nul	
	10	80	29,56	14,1	228,4	nul	
	13	83	31,86	10,7	219,5	2,14	
	16	86	34,16	9,38	215,7	2,21	
	22	92	38,76	5,78	201,4	2,46	
	28	98	43,36	3,43	185,3	2,75	
	34	104	47,96	2,072	168,1	3,06	
	40	110	52,56	1,249	151,2	3,37	
5e (15 min)	2	117	56,72	0,89	158,2	3,24	9,6
	6	121	57,36	1,49	171,6	3	
	10	125	58,00	2,01	179	2,87	
	13	128	58,48	2,14	180,1	2,85	

	Q (m3/h)	V (m3)
H2O FHF (m3/h)	5,5	0,9
H2O FHD (m3/h)	23	3,8
HCl (m3/h)	1,67	0,8
H2O (m3/h)	10,22	5,1
H2O FHF (m3/h)	9,7	4,9
H2O FHD (m3/h)	12,7	6,4
H2O FHD (m3/h)	46	34,5
H2O FHD (m3/h)	9,6	2,4
		58,795

Figura A1.7. Mostres regeneració HCl columna B A2 T (Font: pròpia)

Filtre A2 T	Temps (min)	Temps acum	q (acum)	Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	pH	Q (m3/h)
1r (10 min)	2	2	0,35	2,17	150,7	3,38	10,6
	5	5	0,88	1,32	144,6	3,49	
	8	8	1,41	1,06	145,5	3,47	
2n (30 min)	3	13	2,03	0,78	154,1	3,32	5,34
	11	21	2,75	0,72	142,4	3,53	
	13	23	2,92	8,29	85,4	4,65	
	19	29	3,46	15,23	69,5	4,84	
	23	33	3,81	19,34	63,5	4,95	
	27	37	4,17	23,00	61,1	5	
3r (45 min)	4	44	5,37	34,50	-26,6	6,6	14
	7	47	6,07	43,10	-365	12,7	
	10	50	6,77	65,30	-375,8	12,87	
	13	53	7,47	24,50	-377	12,89	
	16	56	8,17	4,53	-354,1	12,48	
	19	59	8,87	1,16	-320,6	11,88	
	22	62	9,57	0,37	-289,5	11,32	
	28	68	10,97	1,09	-243,9	10,5	
	34	74	12,37	0,05	-209,4	9,9	
	40	80	13,77	0,02	-187,4	9,47	

	Q (m3/h)	V (m3)
H2O (m3/h)	10,6	1,8
NaOH (m3/h	0,64	0,3
H2O (m3/h)	4,7	2,4
H2O (m3/h)	14	10,5
		14,9366667

Figura A1.8. Mostres regeneració NaOH columna B A2 T (Font: pròpia)

Piscina àcida		Conductivitat (mS/cm)	Redox (mV)	pH	T (ºC)	
10 abril	16:00h	3,8	-200,6	9,6	34	
12 abril	9:30h	2,7	-214,6	9,6	51	
16 abril	12:45h	2,8	-206,5	9,5	48	
17 abril	17:30h	5,9	-92,2	7,7	53	
18 abril	10:45h	4,5	155	3,6	46	
19 abril	9:20h	4,3	36,5	5,5	42	
23 abril	11:00h	4,8	17,1	5,9	43	
24 abril	15:00h	5,70	-211,4	9,63	49	
25 abril	9:00h	4,06	-222,2	9,82	46,7	
	16:00h	6,05	176	3,21	40,7	
26 abril	9:00h	8,85	193,7	2,85	33,8	regeneració filtre N81 i filtre fabricació B + purgues de calderes
27 abril	11:00h	4,80	137,8	3,87	42,7	
30 abril	10:00h	3,44	-249,6	10,22	44,9	
	14:30h	5,61	128,1	3,98	36,7	
2 maig	11:15h	6,70	66	5,02	37,5	
3 maig	10:00h	2,89	-223,8	9,89	42,2	molt buida
8 maig	9:15h	7,00	109,2	4,34	40,5	
9 maig	12:00h	5,50	173,4	3,28	41,5	
10 maig	11:15h	5,14	140,9	3,82	42,3	purgues calderes
14 maig	12:00h	3,25	-232,2	9,98	47,2	purgues calderes i pisicna plena

Figura A1.9. Mostres piscina blava (Font: pròpia)

ACTUALITAT FABRICACIÓ

	NaCl	
Densitat	1,2	gr/cm3
Puresa	33	%
Cost	26	€/m3

		AB	CD	
	Cicle de neteja	550	700	m3
1r	temps	20	15	min
	H2O	9,6	28	m3/h
	NaCl	3,85	---	m3/h
2n	temps	70	22	min
	H2O	9,3	7,5	m3/h
	NaCl	---	3,1	m3/h
3r	temps	---	57	min
	H2O	---	9,5	m3/h
	NaCl	---	---	m3/h

		AB	CD	
1r	H2O	3,20	7,00	m3
	NaCl	1,28	---	m3
2n	H2O	10,85	2,75	m3
	NaCl	---	1,14	m3
3r	H2O	---	9,03	m3
	NaCl	---	---	m3
TOTAL	**H2O**	**14,05**	**18,78**	m3/neteja
	NaCl	**1,28**	**1,14**	m3/neteja

TOTAL	**H2O**	32,83	m3/neteja
	NaCl	2,42	m3/neteja

MANUAL FABRICACIÓ

	NaCl	
Densitat	1,2	gr/cm3
Puresa	24	%
Cost	26	€/m3

		AB	CD	
	Cicle de neteja	700	900	m3
1r	temps	20	15	min
	H2O	8,42	28	m3/h
	NaCl	0,88	---	m3/h
2n	temps	70	22	min
	H2O	9,3	8	m3/h
	NaCl	---	4,5	m3/h
3r	temps	---	57	min
	H2O	---	9,5	m3/h
	NaCl	---	---	m3/h

		AB	CD	
1r	H2O	2,81	7,00	m3
	NaCl	0,29	---	m3
2n	H2O	10,85	2,93	m3
	NaCl	---	1,65	m3
3r	H2O	---	9,03	m3
	NaCl	---	---	m3
TOTAL	**H2O**	**13,66**	**18,96**	m3/neteja
	NaCl	**0,29**	**1,65**	m3/neteja

TOTAL	**H2O**	32,62	m3/neteja
	NaCl	1,94	m3/neteja

351kg		
0,88 m3/h	0,29	m3 NaCl
8,42 m3/h	2,81	m3 H2O
23%	9,30	m3/h

460kg		
1,34 m3/h	0,49	m3 NaCl
11,20 m3/h	4,11	m3 H2O
36%	12,55	m3/h

Balanç	Actualitat	Manual	
NaCl	820,38	524,48	m3/any
H2O	11127,68	8806,28	m3/any

Figura A1.10. Comparativa tractaments d'aigua de fabricació amb el manual (Font: pròpia)

ACTUALITAT CALDERES

	NaCl	
Densitat	1,2	gr/cm3
Puresa	35,6	%
Cost	26	€/m3

		Filtre A	Filtre B	
	Cicle de neteja	1600	2000	m3
1r	temps	10		min
	H2O	8		m3/h
	NaCl	---		m3/h
2n	temps	15		min
	H2O	1,66		m3/h
	NaCl	1,43		m3/h
3r	temps	20		min
	H2O	6,5		m3/h
	NaCl	---		m3/h

		Filtres	
1r	H2O	1,33	m3
	NaCl	---	m3
2n	H2O	0,42	m3
	NaCl	0,3575	m3
3r	H2O	2,17	m3
	NaCl	---	m3
TOTAL	**H2O**	**3,92**	m3/neteja
	NaCl	**0,36**	m3/neteja

MANUAL CALDERES

	NaCl	
Densitat	1,2	gr/cm3
Puresa	35,6	%
Cost	26	€/m3

		Filtres	
	Cicle de neteja	2000	m3
1r	temps	15	min
	H2O	6,5	m3/h
	NaCl	---	m3/h
2n	temps	15	min
	H2O	1,8	m3/h
	NaCl	1,4	m3/h
3r	temps	20	min
	H2O	6,5	m3/h
	NaCl	---	m3/h

		Filtres	
1r	H2O	1,63	m3
	NaCl	---	m3
2n	H2O	0,45	m3
	NaCl	0,35	m3
3r	H2O	2,17	m3
	NaCl	---	m3
TOTAL	**H2O**	**4,24**	m3/neteja
	NaCl	**0,35**	m3/neteja

Balanç	Actualitat	Manual	
NaCl	0,36	0,35	m3/any
H2O	3,92	4,24	m3/any

Figura A1.11. Comparativa tractaments d'aigua de fabricació amb el manual (Font: pròpia)

A2. Neteges de les resines d'intercanvi iònic

CONSUM DE QUÍMICS

		Fabricació	Calderes	A2 T	
	Total aigua	494.340	161.370	119.790	m3/any
	Total aigua filtrada	477.152	148.570	107.864	m3/any
	Pèrdues teòriques	17.188	12.800	11.926	m3/any
Neteges de filtres	H2O pèrdues	12.983	11.215	9.749	m3/any
	NaCl	957	31	---	m3/any
	HCl	---	121	106	m3/any
	NaOH	---	---	46	m3/any
	Purgues	---	44.000	---	m3/any

Diferencia de pèrdues teòriques	3.247	1.432	2.025	m3/any
i neteges de filtres calculades	10	4	6	m3/dia

NETEGES DE FILTRES

	Fabricació AB	Fabricació CD	Calderes	A2 T	
Cicle de neteja HCl	---	---	400	850	m3
Cicle de neteja NaCl	550	700	1.800	---	m3
Cicle de neteja NaOH	---	---	---	850	m3
º Neteges HCl	---	---	403	141	º/any
º Neteges NaCl	395	395	90	---	º/any
º Neteges NaOH	---	---	---	141	º/any

% Aigua Fabricació	0,44	0,56

	NaCl Fab AB	NaCl Fab CD	NaCl Cald	HCl Cald	HCl A2 T	NaOH A2 T	
H2O	14,05	18,78	3,96	26,92	56,26	12,917	m3/neteja
HCl	---	---	---	0,30	0,75	---	m3/neteja
NaCl	1,28	1,14	0,35	---	---	---	m3/neteja
NaOH	---	---	---	---	---	0,325	m3/neteja

		Fabricació	Calderes	A2 T	
Neteges de filtres	H2O	39,34	33,99	29,54	m3/dia
	NaCl	2,90	0,10	---	m3/dia
	HCl	---	0,37	0,32	m3/dia
	NaOH	---	---	0,14	m3/dia
	TOTAL	**42,24**	**34,45**	**30,00**	m3/dia
		1,76	**1,44**	**1,25**	m3/h
		1,20	1,10	0,43	neteges/dia

Figura A2.1. Neteges resines intercanvi iònic en l'actualitat – Cas 0 (Font: pròpia)

CONSUM DE QUÍMICS

		Fabricació	Calderes	A2 T	
	Total aigua	494.340	161.370	119.790	m3/any
	Total aigua filtrada	477.152	148.570	107.864	m3/any
	Pèrdues teòriques	17.188	12.800	11.926	m3/any
Neteges de filtres	H2O pèrdues	12.983	1.319	9.749	m3/any
	NaCl	957	4	---	m3/any
	HCl	---	14	106	m3/any
	NaOH	---	---	46	m3/any
	Purgues	---	44.000	---	m3/any

Diferencia de pèrdues teòriques	3.247	11.463	2.025	m3/any
i neteges de filtres calculades	10	35	6	m3/dia

NETEGES DE FILTRES

	Fabricació AB	Fabricació CD	Calderes	A2 T	
Cicle de neteja HCl	---	---	3.400	850	m3
Cicle de neteja NaCl	550	700	15.300	---	m3
Cicle de neteja NaOH	---	---	---	850	m3
º Neteges HCl	---	---	47	141	º/any
º Neteges NaCl	395	395	11	---	º/any
º Neteges NaOH	---	---	---	141	º/any

% Aigua Fabricació	0,44	0,56

	NaCl Fab AB	NaCl Fab CD	NaCl Cald	HCl Cald	HCl A2 T	NaOH A2 T	
H2O	14,05	18,78	3,96	26,92	56,26	12,917	m3/neteja
HCl	---	---	---	0,30	0,75	---	m3/neteja
NaCl	1,28	1,14	0,35	---	---	---	m3/neteja
NaOH	---	---	---	---	---	0,325	m3/neteja

Conductivitat amb RO	82 µS/cm
Conductivitat sense RO	700 µS/cm
Divisió	**8,5** vegades menys conductor

		Fabricació	Calderes	A2 T	
Neteges de filtres	H2O	39,34	4,00	29,54	m3/dia
	NaCl	2,90	0,01	---	m3/dia
	HCl	---	0,04	0,32	m3/dia
	NaOH	---	---	0,14	m3/dia
	TOTAL	**42,24**	**4,05**	**30,00**	m3/dia
		1,76	**0,17**	**1,25**	m3/h
		1,20	0,13	0,43	neteges/dia

Figura A2.2. Neteges resines intercanvi iònic amb RO calderes – Cas 1 (Font: pròpia)

CONSUM DE QUÍMICS

		Fabricació	Calderes	A2 T	
	Total aigua	494.340	161.370	119.790	m3/any
	Total aigua filtrada	477.152	148.570	107.864	m3/any
	Pèrdues teòriques	17.188	12.800	11.926	m3/any
Neteges de filtres	H2O pèrdues	6.073	1.442	9.749	m3/any
	NaCl	448	4	---	m3/any
	HCl	---	16	106	m3/any
	NaOH	---	---	46	m3/any
	Purgues	---	44.000	---	m3/any

Diferencia de pèrdues teòriques	10.667	11.338	2.025	m3/any
i neteges de filtres calculades	32	34	6	m3/dia

NETEGES DE FILTRES

	Fabricació AB	Fabricació CD	Calderes	A2 T	
Cicle de neteja HCl	---	---	3.111	850	m3
Cicle de neteja NaCl	1.176	1.496	14.000	---	m3
Cicle de neteja NaOH	---	---	---	850	m3
º Neteges HCl	---	---	52	141	º/any
º Neteges NaCl	185	185	12	---	º/any
º Neteges NaOH	---	---	---	141	º/any

% Aigua Fabricació	0,44	0,56

	NaCl Fab AB	NaCl Fab CD	NaCl Cald	HCl Cald	HCl A2 T	NaOH A2 T	
H2O	14,05	18,78	3,96	26,92	56,26	12,917	m3/neteja
HCl	---	---	---	0,30	0,75	---	m3/neteja
NaCl	1,28	1,14	0,35	---	---	---	m3/neteja
NaOH	---	---	---	---	---	0,325	m3/neteja

Conductivitat Fab amb RO	327,45 µS/cm
Conductivitat Fab sense RO	700 µS/cm
Divisió	**2,14** vegades menys conductor

		Fabricació	Calderes	A2 T	
Neteges de filtres	H2O	18,40	4,37	29,54	m3/dia
	NaCl	1,36	0,01	---	m3/dia
	HCl	---	0,05	0,32	m3/dia
	NaOH	---	---	0,14	m3/dia
	TOTAL	**19,76**	**4,43**	**30,00**	m3/dia
		0,82	**0,18**	**1,25**	m3/h
		0,56	0,14	0,43	neteges/dia

Figura A2.3. Neteges resines intercanvi iònic amb RO calderes i fabricació – Cas 2 (Font: pròpia)

A3. Planta pilot RO

			ALIMENTACIÓN RO						PERMEADO RO				RECHAZO RO					PRESIONES		
Num.	FECHA	HORA	PRESIÓN ANTES DE PREFILTRO (bar)	PRESIÓN POST DE PREFILTRO (bar)	pH	CONDUCT. (mS/cm)	TEMP. (ºC)	CAUDAL ALIMENT. (L/hr)	CAUDAL PERMEADO (L/hr)	pH	CONDUCT. (uS/cm)	TEMP. (ºC)	CAUDAL RECHAZO (L/hr)	pH	CONDUCT. (uS/cm)	TEMP. (ºC)	REDOX (mv)	PRESIÓN ALTA-PRESIÓN (bar)	PRESIÓN ENTRADA FILTROS (bar)	1PR-06 PRESIÓN RECHAZO (bar)
MITJANA			1,6	1,5	7,3	5,1	24,6	1023,1	392,9	6,4	77,4	26,0	257,6	7,2	12,5	26,4	118,3	10,1	11,5	9,8
	19 març	9:30	1,7	1,6	7,7	3,89	19,6	1000	389,8	6,5	75,8	24,1	228,7	7,31	11,87	23,4	123,3	10,3	11,8	9,8
	20 març	9:30	1,6	1,35	7,2	4,07	19,7	1000	382,9	6,2	60,9	23,3	268,1	7,25	11,1	23,4	125	10	11,5	9,7
8 mostres	22 març	10:15	1,7	1,5	7,14	4,6	18,6	500-550	269	6,14	108,7	23,1	163	7,16	16,9	22,9	120,9	10,3	11,8	10,1
	23 març	9:05	1,7	1,6	7,14	6,77	19	550-600	261	5,87	111,4	23,2	199	7,31	16,69	23,3	122,1	10,4	11,9	10,1
	4 abril	17:00	1,7	1,6	6,7	6,83	22,1	500-600	304	6,5	101,6	24,4	216	6,8	15,3	24,2	39,9	10,3	10,8	10
12 mostres	5 abril	8:45	1,7	1,6	6,7	6,68	19,5	500-600	292	7,1	79	21,7	215	6,8	13,97	21,6	125,6	10,4	11,8	10
		14:45	1,7	1,6	6,8	5,96	23,7	500-550	323	6,8	76	24	215	6,87	13,95	24,6	123,8	10,3	11,6	10
	Martin	19:00	1,7	1,55	6,87	5,5	22	550-600	330	5,86	68,3	24	205	6,98	13,78	22		10,3	11,9	10
	6 abril	9:40	1,75	1,6	7,4	5,05	24,3	490-540	337	6,8	66,9	23,5	209	7	13,01	24,5	123,3	10,3	11,8	10
	9 abril	14:15	1,7	1,6	7,3	5,03	28	800	450	6,8	72,4	28,6	247	7,6	13	29,6	123,3	10,1	11,7	10
	10 abril	9:30	1,7	1,55	7,1	4,7	27,6	1000	450	6,4	57,4	28,3	330	7,4	10,7	28,5	123,8	10	11,5	9,8
	11 abril	9:10	1,3	1,2	7,6	4,5	22,7	1000	455	6,7	59,1	25,7	325	7,4	10,16	26,8	122,7	9,7	11	9,3
	12 abril	9:05	1,3	1,2	6,9	4,34	21,1	1000	420	6,6	62,3	25,6	313	7,3	10,91	25,9	126,7	9,8	11	9,3
	13 abril	9:15	1,4	1,2	7,6	5,1	26,2	1000	420	6,4	68,9	25,2	315	7,3	11	26,8	125	9,8	11,1	9,3
	16 abril	9:00	1,5	1,4	7,5	4,77	29,5	1000	450	6,4	76	28,7	278	7,4	11,8	30,1	119,8	10,1	11,7	9,7
	17 abril	15:40	1,7	1,6	7,6	4,4	31,4	1050	495	6,75	53	30,7	288	7,74	11,02	32,1	123,8	10,1	11,5	9,4
	18 abril	9:00	1,7	1,6	7,6	4,2	28,7	1050	480	6,4	48,3	28,9	288	7,75	10,37	28,6	123,3	10,2	11,6	9,6
	19 abril	8:40	1,7	1,6	7,4	4,28	29,6	1100	475	6,44	49,2	29,1	255	7,75	11,17	30,1	123,8	10,2	11,6	9,8
	20 abril	8:50	1,7	1,6	7,5	4,62	29	1100	450	5,43	131,2	28,7	265	5,76	12,22	29,7	122,1	10,2	11,6	9,8
	23 abril	9:00	1,7	1,4	7,5	6	30,4	1200	425	6	122	29,3	330	7,8	12	29,5	108,7	10	11,3	9,5

Figura A3.1. Dades diàries planta pilot RO (Font: pròpia)

A4. Càlcul de conductivitats per integració

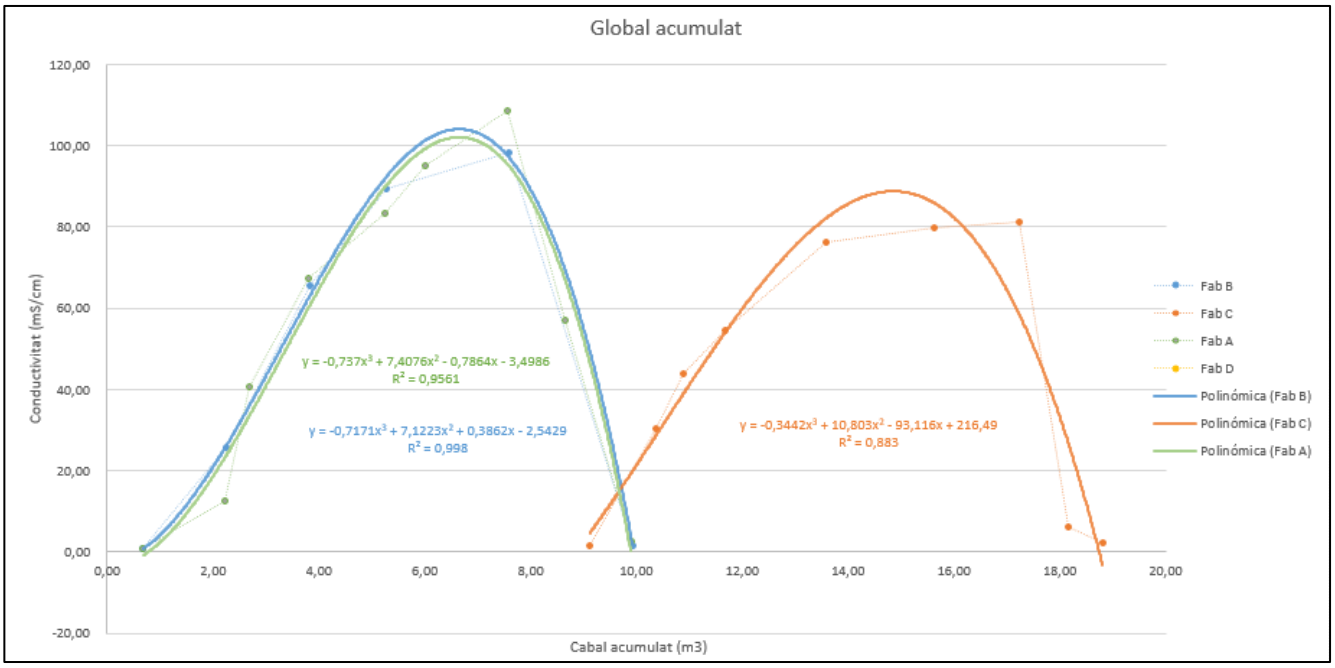


Figura A4.1. Gràfic regeneració columnes fabricació amb aproximació (Font: pròpia)

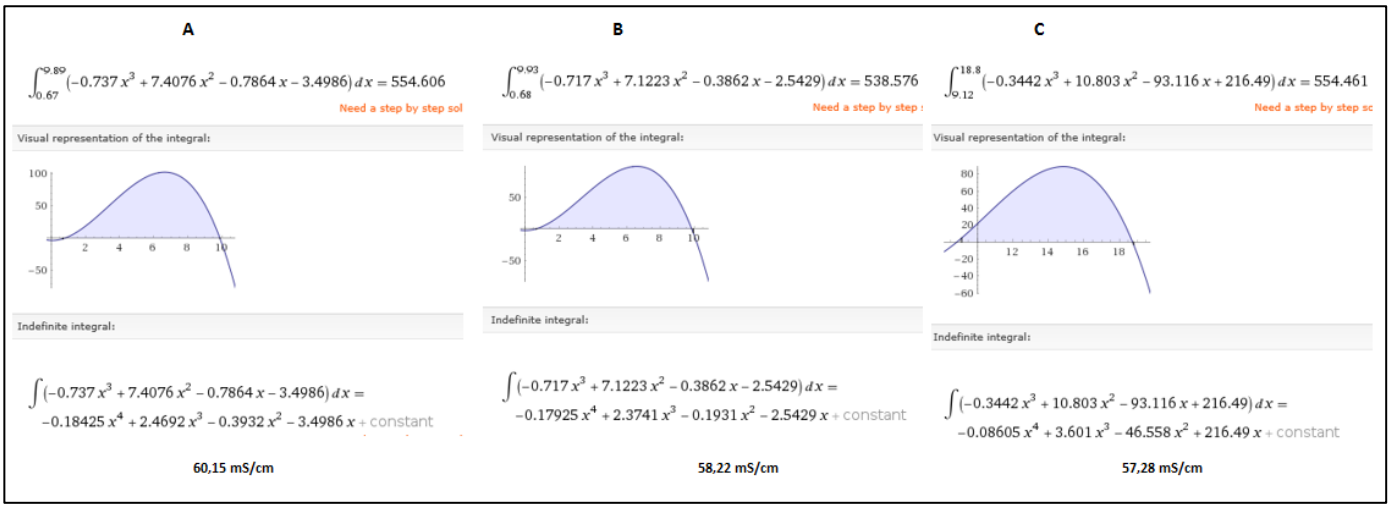


Figura A4.2. Càlcul conductivitat columnes fabricació (Font: pròpia)

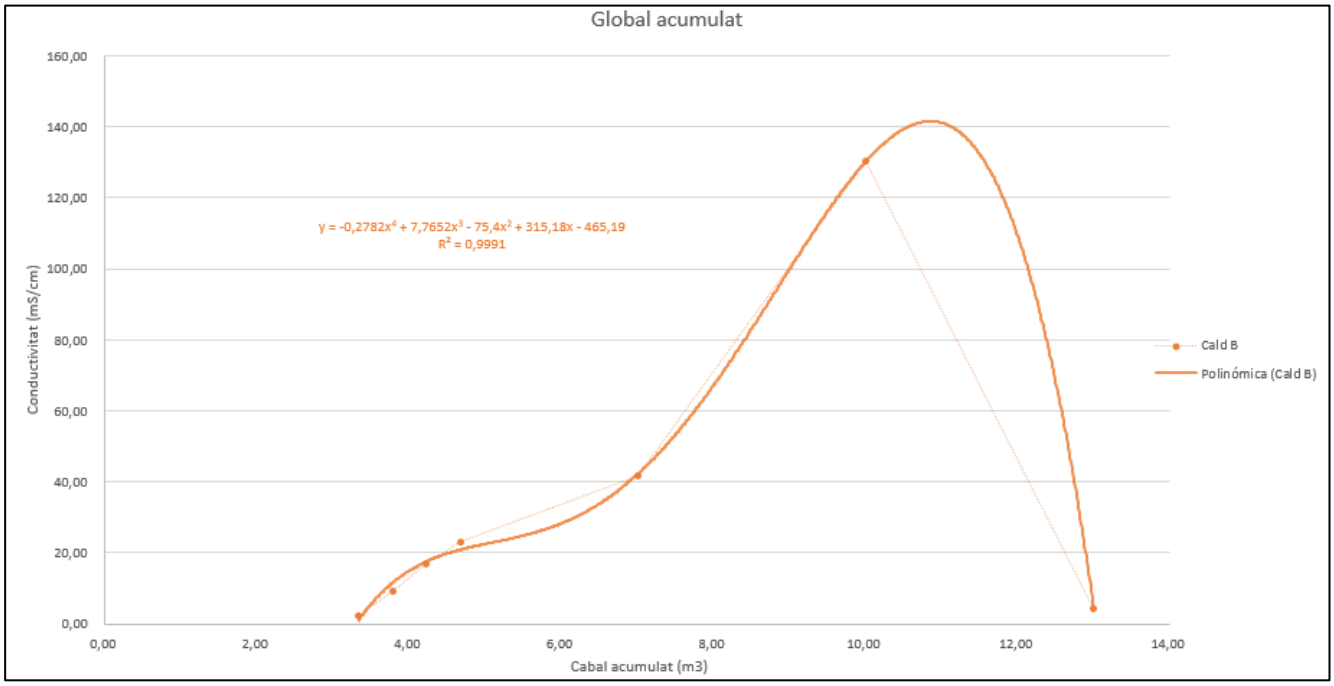


Figura A4.3. Gràfic regeneració columna HCl calderes B amb aproximació (Font: pròpia)

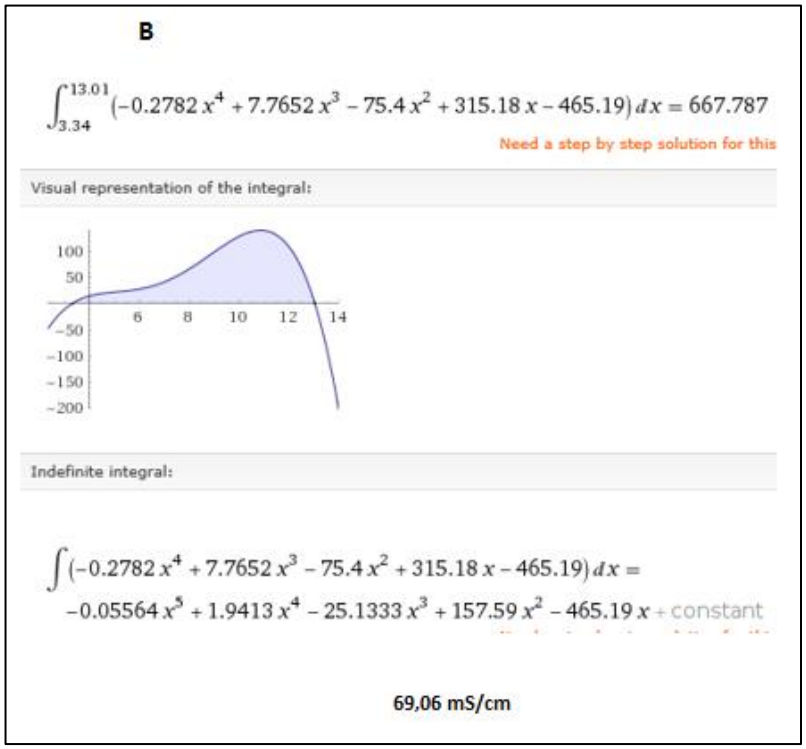


Figura A4.4. Càlcul conductivitat columna HCl calderes B (Font: pròpia)

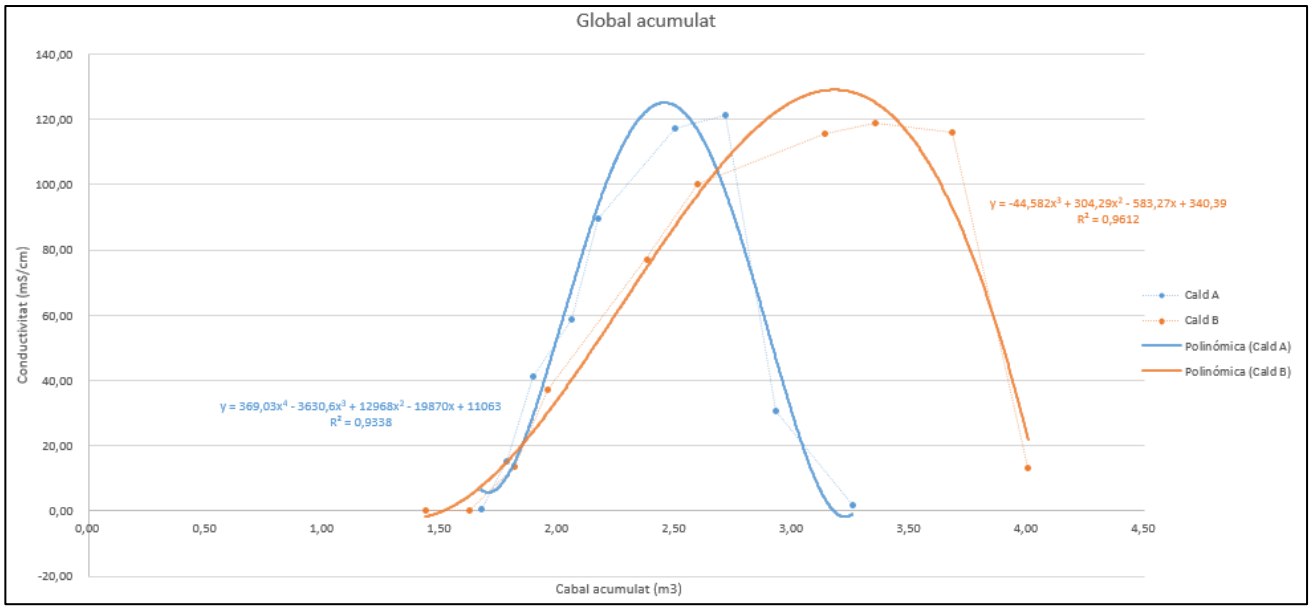


Figura A4.5. Gràfic regeneració columnes NaCl calderes amb aproximació (Font: pròpia)

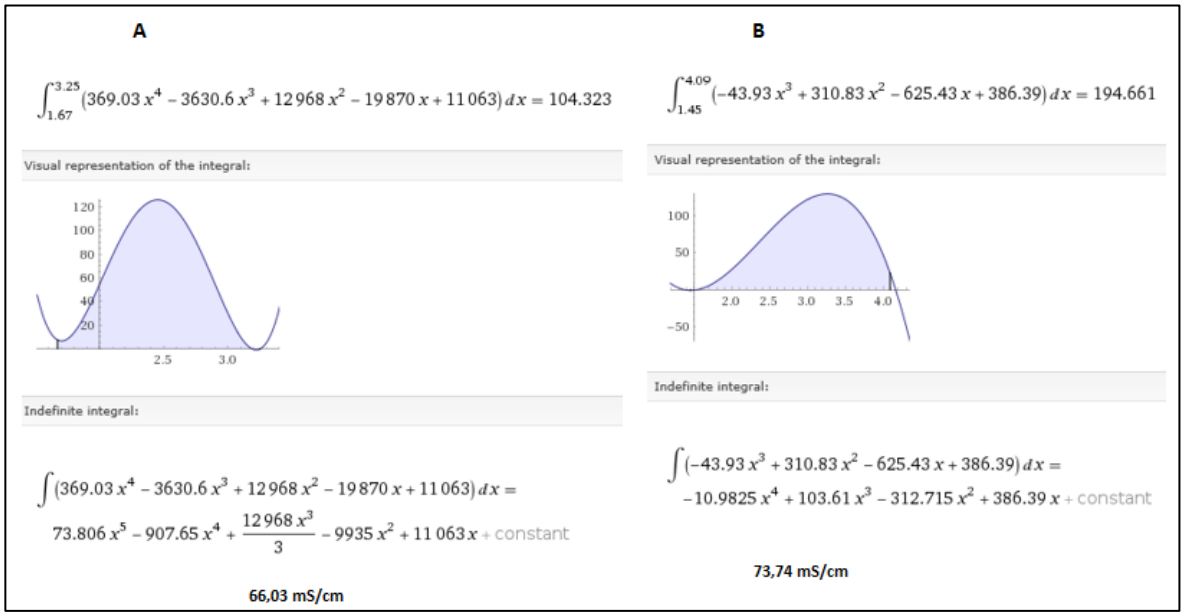


Figura A4.6. Càlcul conductivitat columnes NaCl calderes (Font: pròpia)

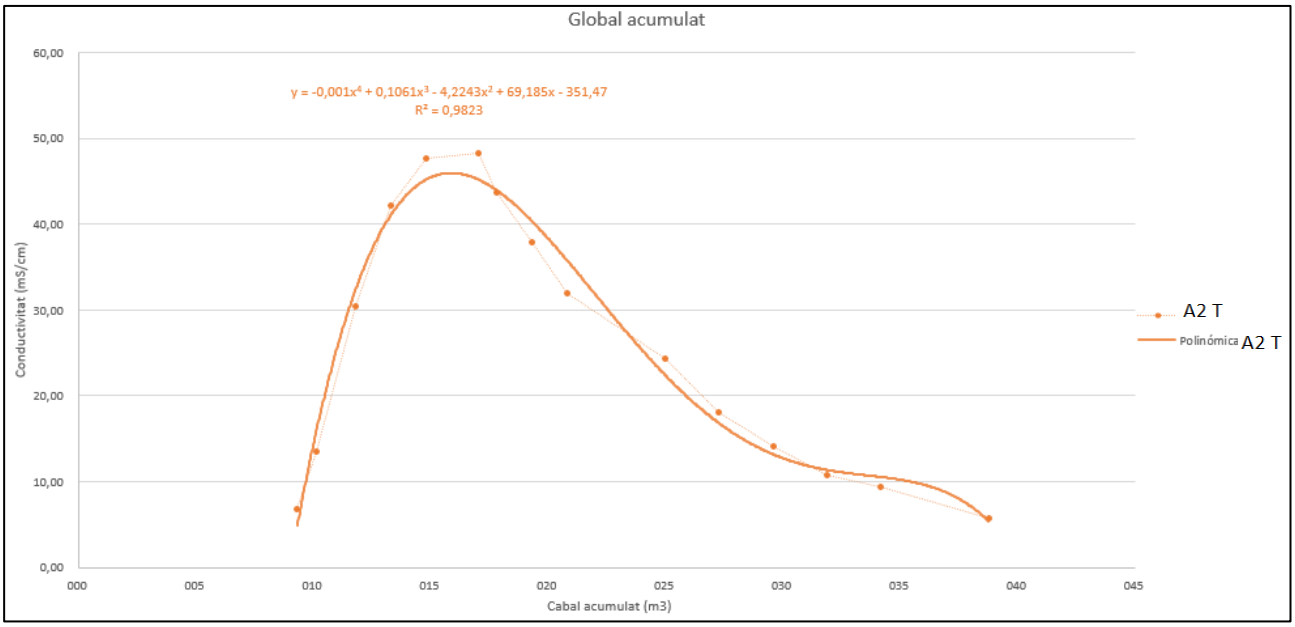


Figura A4.7. Gràfic regeneració columna HCl A2 T B amb aproximació (Font: pròpia)

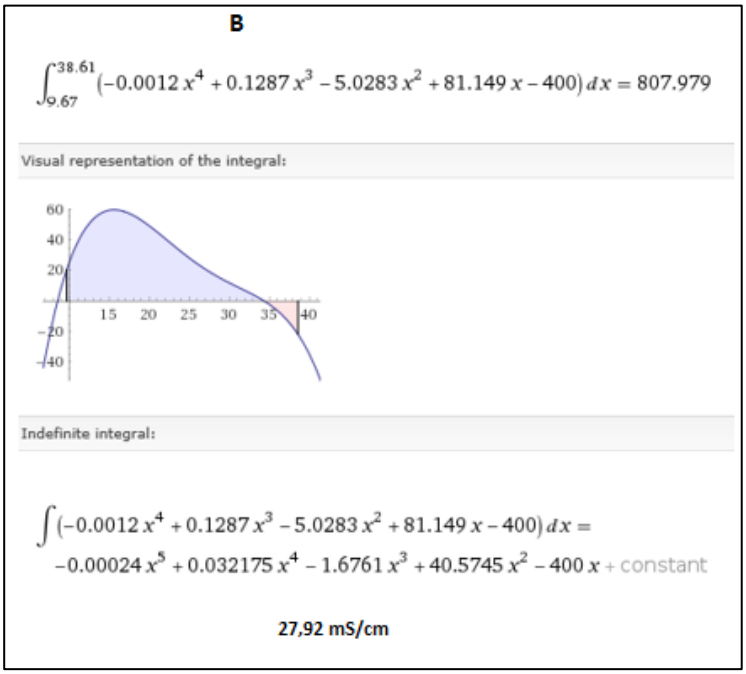


Figura A4.8. Càlcul conductivitat columna HCl A2 T B (Font: pròpia)

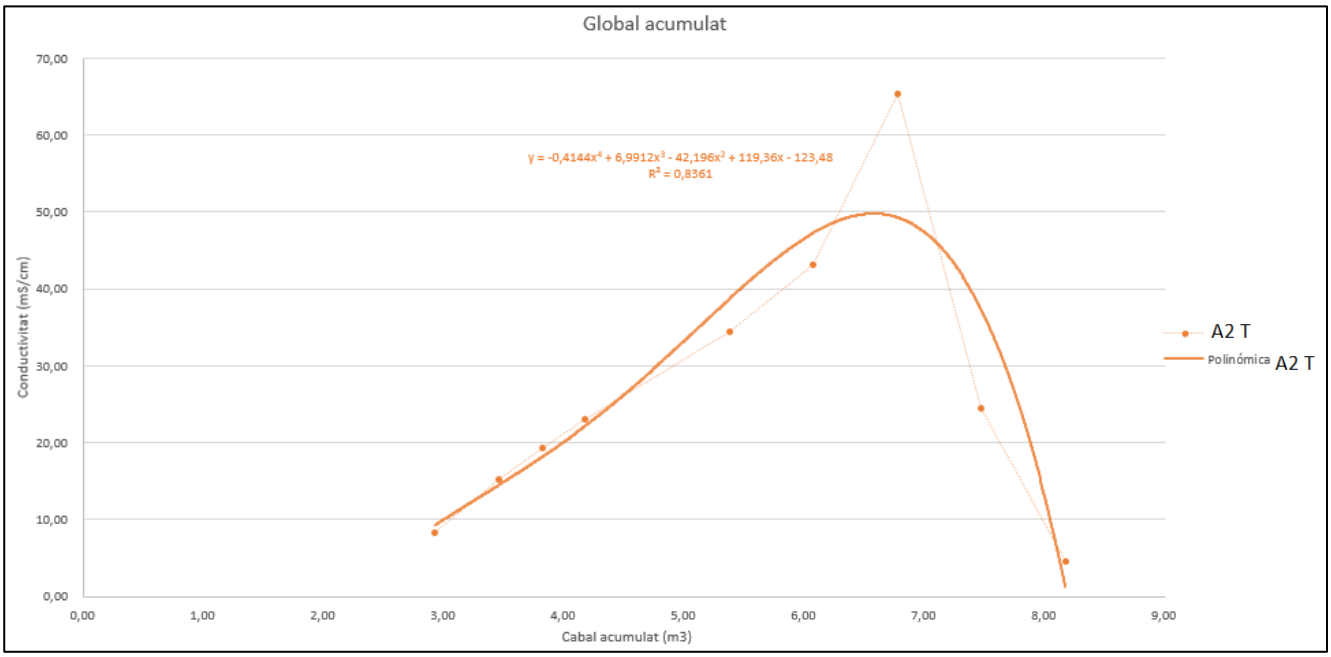


Figura A4.9. Gràfic regeneració columna NaOH A2 T B amb aproximació (Font: pròpia)

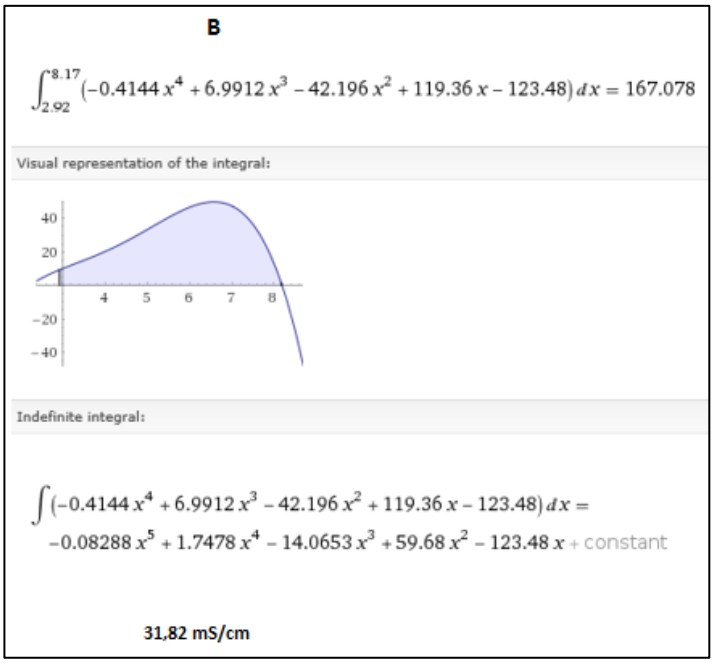


Figura A4.10. Càlcul conductivitat columna NaOH A2 T B (Font: pròpia)

A5. Gràfiques de consums d'aigua i *Water map*

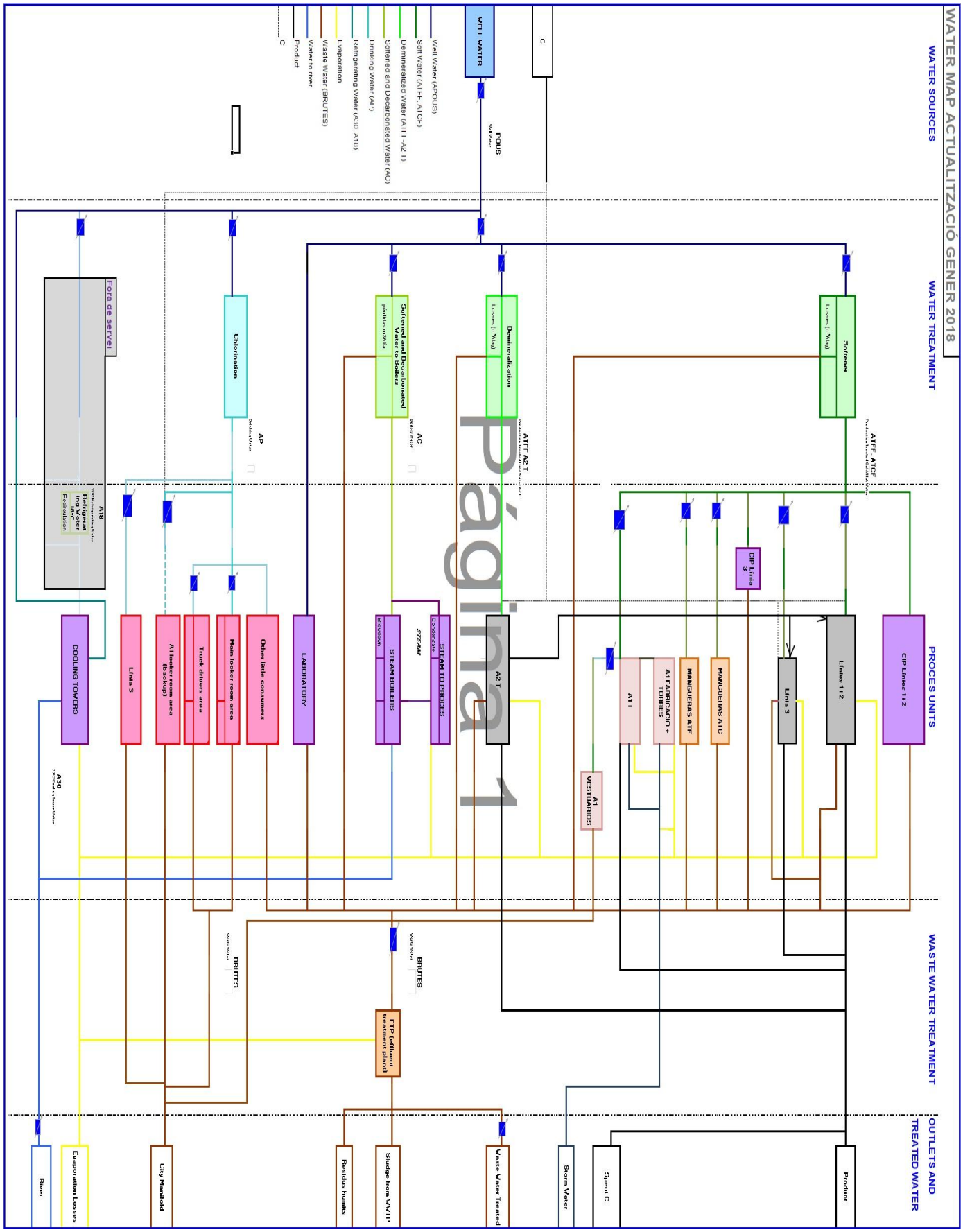
Per temes de confidencialitat no s'inclouen les gràfiques, però sí una taula resum dels consums.

CONSUM AIGUA							
		Pics (m3/h)			Totalitzador (m3)		
	Cabal mitjà gràfic (m3/h)	Alça	Baixa	Màxims	01-oct-17	28-mar-18	Cabal mitjà calculat(m3/h)
Suma Fabricació	60	100	25	150	2359027	2588862	55,04
Fab filtre 1	25	35	15	80	678236	727751	11,86
Fab filtre 2	20-25	35	12	70-80	671708	718171	11,13
Fab filtre 3	40	50	20	85	969157	1031609	14,95
Fab filtre 4	30-35	50	20	85	39941	111331	17,10
Suma Calderes	25	40	5	68	1400000	1466794	15,99
Cald filtre A	20	37	5	43	554179	649016	22,71
Cald filtre B	20	37	4	43	722881	817778	22,72
Aigua Pous	130-160	200	80	300/370/250			

Pics fab 150 dura 15 -20 min
Pics fab 120/100 duren 1h - 1h 15 min

Figura A5.1. Taula resum consums columnes tractaments d'aigua (Font: pròpia)

Figura a continuació A5.2. *Water map* (Font: pròpia)


WATER MAP ACTUALITZACIÓ GENER 2018
WATER SOURCES
WATER TREATMENT
PROCES UNITS
WASTE WATER TREATMENT
OUTLETS AND TREATED WATER
WELL WATER
POUS
Well Water (APOUS)
Soft Water (ATFF, ATCF)
Demineralized Water (ATFF-A2 T)
Softened and Decarbonated Water (AC)
Drinking Water (AP)
Refrigerating Water (A30, A18)
Evaporation
Waste Water (BRUTES)
Water to river
Product
Softener
Demineralization
Softened and Decarbonated Water to Boilers
Chlorination
Fora de servei
CIP Línia 3
Línies 1 i 2
CIP Línies 1 i 2
Línia 3
MANGUERAS ATC
MANGUERAS ATF
ATFABRICACIÓ + TORRES
ATT
A1 VESTUARIOS
A2 T
STEAM TO PRINCES
STEAM BOILERS
LABORATORY
Other little consumers
Main locker room area
Truck drivers area
A1 locker room area (backup)
Línia 3
COOLING TOWERS
BRUTES
ETP (effluent treatment plant)
River
Evaporation Losses
City Manifold
Residue humis
Sludge from WWTP
Waste Water Treated
Storm Water
Spent C
Product